

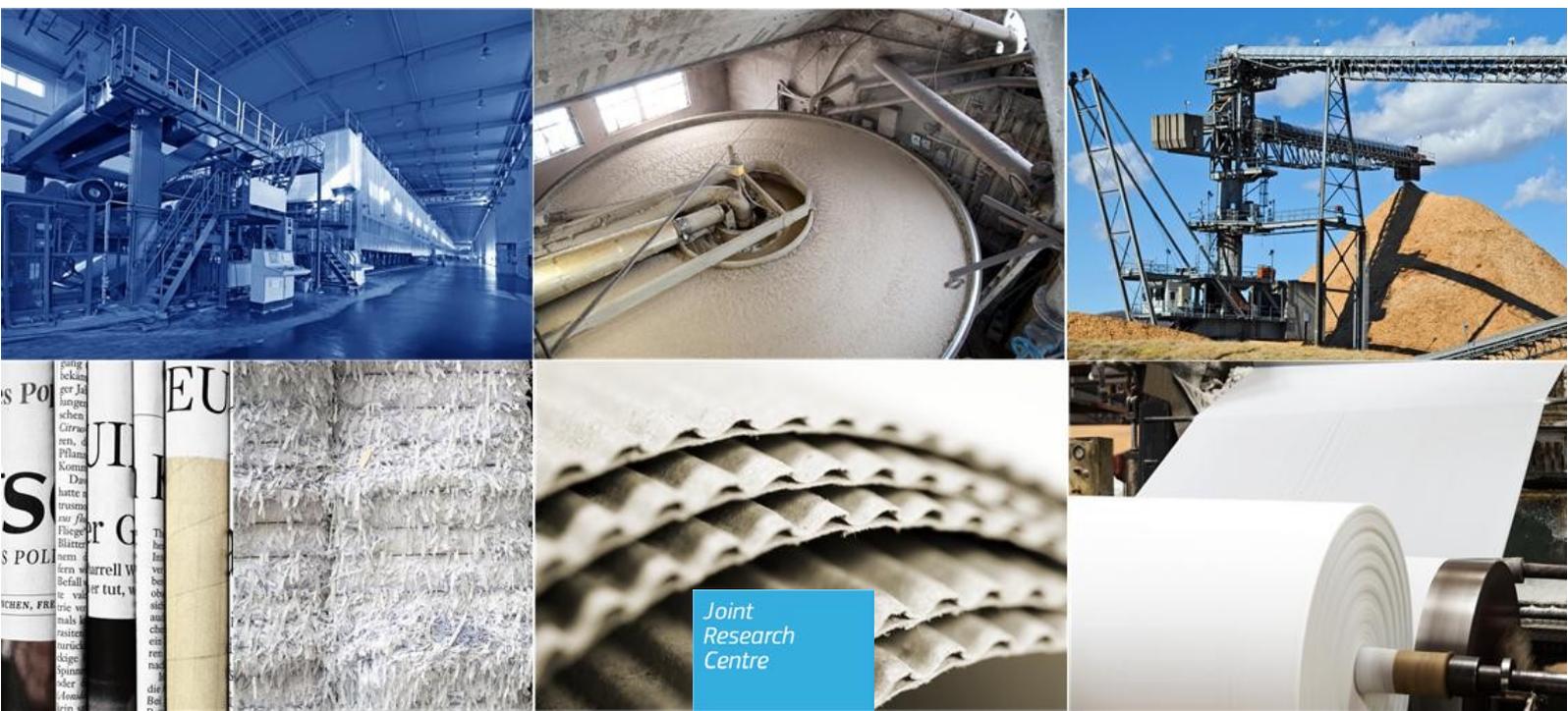
JRC SCIENCE AND POLICY REPORTS

Beste verfügbare Techniken (BVT) Referenzdokument für die Herstellung von Zellstoff, Papier und Karton

*Richtlinie über Industrieemissionen
2010/75/EU
(Integrierte Vermeidung und
Verminderung der
Umweltverschmutzung)*

Michael Suhr, Gabriele Klein, Ioanna Kourti, Miguel Rodrigo
Gonzalo, Germán Giner Santonja, Serge Roudier, Luis
Delgado Sancho

2015



Das Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz, Bau und Reaktorsicherheit und die 16 Bundesländer haben eine Verwaltungsvereinbarung geschlossen, um gemeinsam eine auszugsweise Übersetzung der BVT-Merkblätter ins Deutsche zu organisieren und zu finanzieren, die im Rahmen des Informationsaustausches nach Artikel 13 (3) der Richtlinie 2010/75/EU über Industrieemissionen erarbeitet werden. Die Vereinbarung ist bereits für die Vorgängerrichtlinie (IVU-Richtlinie) am 10.1.2003 in Kraft getreten. Von den BVT-Merkblättern sollen die für die Genehmigungsbehörden wesentlichen Kapitel übersetzt werden.

Als Nationale Koordinierungsstelle für die BVT-Arbeiten wurde das Umweltbundesamt (UBA) mit der Organisation und fachlichen Begleitung dieser Übersetzungsarbeiten beauftragt. Die Kapitel des von der Europäischen Kommission veröffentlichten BVT-Merkblattes „Herstellung von Zellstoff, Papier und Karton“, in denen die Besten Verfügbaren Techniken beschrieben sind (*Kapitel 2.2, 3.3, 4.3, 5.3, 6.3, und 7.3*), wurden im Rahmen dieser Verwaltungsvereinbarung in Auftrag des Umweltbundesamtes übersetzt. Desweiteren wurden die *Kapitel 2.9, 3.4, 5.4 und 7.4* übersetzt.

Die nicht übersetzten Kapitel liegen in diesem Dokument in der englischsprachigen Originalfassung vor. Diese englischsprachigen Teile des Dokumentes enthalten weitere Informationen (u.a. Emissionssituation der Branche, Technikbeschreibungen etc.), die nicht übersetzt worden sind. In Ausnahmefällen gibt es in der deutschen Übersetzung Verweise auf nicht übersetzten Textpassagen. Die deutsche Übersetzung sollte daher immer in Verbindung mit dem englischen Text verwendet werden.

Für das Kapitel 8 (Schlussfolgerungen für die Herstellung von Zellstoff, Papier und Karton) hat der Sprachendienst der Europäischen Kommission die offizielle Übersetzung angefertigt. Wie in Artikel 13 (5) der Richtlinie 2010/75/EU dargelegt, wurde am 26. September 2014 der Durchführungsbeschluss (2014/687/EU) über die BVT-Schlussfolgerungen, wie sie hier in Kapitel 8 enthalten sind, angenommen und am 30. September 2014 veröffentlicht.

Diese deutschen Übersetzungen stellen keine rechtsverbindliche Übersetzung des englischen Originaltextes dar. Bei Zweifelsfragen muss deshalb immer auf die von der Kommission veröffentlichte englischsprachige Version zurückgegriffen werden. Dieses Dokument ist auf der Homepage des Umweltbundesamtes (<http://www.umweltbundesamt.de/themen/wirtschaft-konsum/beste-verfuegbare-techniken/sevilla-prozess/bvt-download-bereich>) abrufbar.

Durchführung der Übersetzung in die deutsche Sprache:

Ü-Werk GmbH
Zweibrückenstraße 696
84028 Landshut

Europäische Kommission
Gemeinsame Forschungsstelle
Institut für technologische Zukunftsforschung

Kontaktdaten

Europäisches IVU-Büro

Adresse: Joint Research Centre, Edificio Expo c/ Inca Garcilaso 3, E-41092 Sevilla, Spanien E-

Mail: JRC-IPTS-EIPPCB@ec.europa.eu

Tel.: +34 95 4488 284

Fax: +34 95 4488 426

<http://eippcb.jrc.ec.europa.eu>

<https://ec.europa.eu/jrc/en/institutes/ipts>

Rechtlicher Hinweis

Gemäß dem Beschluss der Kommission vom 12. Dezember 2011 zur Weiterverwendung von Kommissionsdokumenten ([2011/833/EU](#)) unterliegt das vorliegende BREF-Dokument der gebührenfreien Weiterverwendung, wobei dies jedoch durch Rechte Dritter geschützte Teile, die in dem Dokument enthalten sein können, nicht einschließt (wie zum Beispiel Bilder, Tabellen, Daten, Schriftmaterial oder Ähnliches, deren Rechte zur Weiterverwendung separat von den jeweiligen Rechteinhabern erworben werden müssen). Die Europäische Kommission haftet nicht für jegliche Folgen, die sich aus der Weiterverwendung dieser Veröffentlichung ergeben. Jegliche Weiterverwendung erfordert eine Quellenangabe und die ursprüngliche Bedeutung oder Botschaft darf nicht verzerrt dargestellt werden.

Alle Bilder © Europäische Union, 2015, außer: Bildnachweis, Deckblatt, von links oben nach rechts unten: 1. © Fotolia.com – Inzyx; 2. © Fotolia.com –Moreno Soppelsa; 3. © Fotolia.com –EyeMark; 4. © Fotolia.com –itrija; 5. © Fotolia.com –Moreno Soppelsa; 6. © Fotolia.com –miket; 7. © Fotolia.com –hxdyl.

JRC95678 EUR

27235 EN

ISBN 978-92-79-48167-3 (PDF)

ISSN 1831-9424 (online) doi:10.2791/370629

Luxemburg: Amt für Veröffentlichungen der Europäischen Union , 2015

© Europäische Union, 2015

Nachdruck mit Quellenangabe gestattet.

Zusammenfassung

Das BVT-Merkblatt mit dem Titel „Herstellung von Zellstoff, Papier und Karton“ ist Teil einer Reihe, in der die Ergebnisse eines Informationsaustauschs zwischen den EU-Mitgliedstaaten, der betroffenen Industrie, Nichtregierungsorganisationen zur Förderung des Umweltschutzes und der Kommission vorgestellt werden, um BVT-Merkblätter wie gemäß Artikel 13 Absatz 1 der Richtlinie 2010/75/EU über Industrieemissionen vorgeschrieben, zu erstellen, zu überprüfen und gegebenenfalls zu aktualisieren. Dieses Dokument wird von der Europäischen Kommission gemäß Artikel 13 Absatz 6 der Richtlinie veröffentlicht. Dieses BREF-Dokument für die Herstellung von Zellstoff, Papier und Karton erläutert die in den Absätzen 6.1(a) und 6.1(b) von Anhang I zur Richtlinie 2010/75/EU angegebenen Tätigkeiten, d. h. die integrierte und nicht integrierte Herstellung folgender Produkte in Industrieanlagen:

- (a) Zellstoff aus Holz oder anderen Faserstoffen;
- (b) Papier oder Karton mit einer Produktionskapazität von über 20 Tonnen pro Tag.

Insbesondere werden in diesem Dokument folgende Prozesse und Tätigkeiten betrachtet:

- Herstellung von Zellstoff:
 - (a) Herstellung von Kraftzellstoff (Sulfatzellstoff)
 - (b) Herstellung von Sulfitzellstoff
- Mechanisches und chemomechanisches Aufschlussverfahren
- Verarbeitung von Altpapier mit und ohne Deinking
- Papierherstellung und verwandte Prozesse
- Alle Ablaugekessel und Kalköfen, die in Zellstoff- und Papierfabriken betrieben werden.

Wichtige Aspekte bei der Durchführung der Richtlinie 2010/75/EU in der Zellstoff-, Papier- und Kartonindustrie sind die Emissionen von Stickoxiden, Schwefeloxiden, Staub, der gesamten reduzierten Schwefelverbindungen und Ammoniak in die Luft; Emissionen von organischen Kohlenstoffen, abfiltrierbaren Stoffen, Stickstoff, Phosphor und adsorbierbaren organisch gebundenen Halogenen in Gewässer. Das BREF-Dokument enthält neun Kapitel. Die Kapitel 1 und 2 enthalten allgemeine Informationen über die Zellstoff-, Papier- und Kartonindustrie sowie die industriellen Verfahren und Techniken, die im gesamten Sektor angewendet werden. Die Kapitel 3, 4, 5, 6 und 7 behandeln im Einzelnen folgende Sektoren: Herstellung von Kraftzellstoff (Sulfatzellstoff), Herstellung von Sulfitzellstoff, mechanische und chemomechanische Aufschlussverfahren, Verarbeitung von Altpapier mit und ohne Deinking sowie Papierherstellung und verwandte Verfahren. Für jeden Sektor enthalten diese fünf Kapitel Informationen und Daten in Bezug auf die angewendeten Verfahren und Techniken; die Umweltleistung der Anlagen bezüglich der gegenwärtigen Emissionen, des Verbrauchs von Rohstoffen, Wasser und Energie sowie dem Anfall an Abfällen; die Techniken zum Vermeiden oder Verringern der Umweltbelastung durch die Anlagen sowie die Zukunftstechniken. In Kapitel 8 werden die BVT-Schlussfolgerungen gemäß der Definition in Artikel 3 Absatz 12 der Richtlinie für die Zellstoff-, Papier- und Kartonindustrie vorgestellt. Kapitel 9 beinhaltet Schlussbemerkungen und Empfehlungen für die zukünftige Arbeit in Hinsicht auf den Sektor.

Referenzdokument für beste
verfügbare Techniken (BVT)
zur Herstellung von Zellstoff,
Papier und Karton

Industrieemissionsrichtlinie

2010/75/EU Integrierte Vermeidung
und Verminderung der
Umweltverschmutzung

Verfasser:

Michael Suhr
Gabriele Klein
Ioanna Kourti
Miguel Rodrigo Gonzalo
Germán Giner Santonja
Serge Roudier
Luis Delgado Sancho

2015

Acknowledgements

This report was produced by the European Integrated Pollution Prevention and Control Bureau (EIPPCB) at the European Commission's Joint Research Centre – Institute for Prospective Technological Studies (IJT) under the supervision of Serge Roudier (Head of the EIPPCB) and Luis Delgado Sancho (Head of the Sustainable Production and Consumption Unit).

The authors of this BREF were Mr Michael Suhr, Ms Gabriele Klein, Ms Ioanna Kourti, Mr Miguel Rodrigo Gonzalo and Mr Germán Giner Santonja. Mr Michael Parth participated in the reactivation of the Technical Working Group and started the review of the BREF.

This report was drawn up in the framework of the implementation of the Industrial Emissions Directive (2010/75/EU) and is the result of the exchange of information provided for in Article 13 of the Directive.

Major contributors of information were:

- among industry, the Confederation of European Paper Industries (CEPI);
- among environmental NGOs, the European Environmental Bureau (EEB);
- among EU Member States, Austria, Denmark, Finland, France, Germany, Italy, the Netherlands, Poland, Portugal, Spain, Sweden, and the United Kingdom;
- among non-EU EEA Member States, Norway.

The whole EIPPCB team provided contributions and peer reviewing.

This document is one from the series of foreseen documents listed below (at the time of writing not all of the documents have been drafted):

Best Available Techniques Reference Document	Code
Ceramic Manufacturing Industry	CER
Common Waste Water and Waste Gas Treatment/Management Systems in the Chemical Sector	CWW
Emissions from Storage	EFS
Energy Efficiency	ENE
Ferrous Metals Processing Industry	FMP
Food, Drink and Milk Industries	FDM
Industrial Cooling Systems	ICS
Intensive Rearing of Poultry and Pigs	IRPP
Iron and Steel Production	IS
Large Combustion Plants	LCP
Large Volume Inorganic Chemicals – Ammonia, Acids and Fertilisers Industries	LVIC-AAF
Large Volume Inorganic Chemicals – Solids and Others industry	LVIC-S
Large Volume Organic Chemical Industry	LVOC
Management of Tailings and Waste-rock in Mining Activities	MTWR
Manufacture of Glass	GLS
Manufacture of Organic Fine Chemicals	OFC
Non-ferrous Metals Industries	NFM
Production of Cement, Lime and Magnesium Oxide	CLM
Production of Chlor-alkali	CAK
Production of Polymers	POL
<i>Production of Pulp, Paper and Board</i>	<i>PP</i>
Production of Speciality Inorganic Chemicals	SIC
Refining of Mineral Oil and Gas	REF
Slaughterhouses and Animals By-products Industries	SA
Smitheries and Foundries Industry	SF
Surface Treatment of Metals and Plastics	STM
Surface Treatment Using Organic Solvents	STS
Tanning of Hides and Skins	TAN
Textiles Industry	TXT
Waste Incineration	WI
Waste Treatments Industries	WT
Wood and Wood Products Preservation with Chemicals	WPC
Wood-based Panels Production	WBP
Reference Document	
Economics and Cross-media Effects	ECM
General Principles of Monitoring	MON

Electronic versions of draft and finalised documents are publicly available and can be downloaded from <http://eippcb.jrc.ec.europa.eu/>.

PREFACE

1. Status of this document

Unless otherwise stated, references to ‘the Directive’ in this document refer to Directive 2010/75/EU of the European Parliament and the Council on industrial emissions (integrated pollution prevention and control) (Recast).

The original best available techniques (BAT) reference document (BREF) on Production of Pulp, Paper and Board was adopted by the European Commission in 2001. This document is the result of a review of that BREF. The review commenced in April 2006.

This BAT reference document for the Production of Pulp, Paper and Board forms part of a series presenting the results of an exchange of information between EU Member States, the industries concerned, non-governmental organisations promoting environmental protection and the Commission, to draw up, review, and where necessary, update BAT reference documents as required by Article 13(1) of the Directive. This document is published by the European Commission pursuant to Article 13(6) of the Directive.

As set out in Article 13(5) of the Directive, the Commission Implementing Decision 2014/687/EU on the BAT conclusions contained in Chapter 8 was adopted on 26 September 2014 and published on 30 September 2014.¹

2. Participants in the information exchange

As required in Article 13(3) of the Directive, the Commission has established a forum to promote the exchange of information, which is composed of representatives from Member States, the industries concerned and non-governmental organisations promoting environmental protection (Commission Decision of 16 May 2011 establishing a forum for the exchange of information pursuant to Article 13 of the Directive 2010/75/EU on industrial emissions (2011/C 146/03), OJ C 146, 17.05.2011, p. 3).

Forum members have nominated technical experts constituting the technical working group (TWG) that was the main source of information for drafting this document. The work of the TWG was led by the European IPPC Bureau (of the Commission's Joint Research Centre).

3. Structure and contents of this document

Chapter 1, the Sections 2.1 to 2.8 of Chapter 2 and the first sections of Chapters 3 to 7 provide general information on the production of pulp, paper and board and on the industrial processes used within this sector.

The second sections of Chapters 3 to 7 and Section 2.6.2 provide data and information concerning the environmental performance of installations within the sector, and in operation at the time of writing, in terms of current emissions, consumption and nature of raw materials, water consumption, use of energy and the generation of waste.

Section 2.9 and the third sections of Chapters 3 to 7 describe in more detail the techniques to prevent or, where this is not practicable, to reduce the environmental impact of installations in this sector that were considered in determining the BAT. This information includes, where relevant, the environmental performance levels (e.g. emission and consumption levels) that can be achieved by using the techniques, the associated monitoring and the costs and the cross-media issues associated with the techniques.

¹ OJ L 284, 30.9.2014, p. 76.

Chapter 8 presents the BAT conclusions as defined in Article 3(12) of the Directive.

The fourth sections of Chapters 3 to 7 present information on 'emerging techniques' as defined in Article 3(14) of the Directive.

Concluding remarks and recommendations for future work are presented in Chapter 9.

4. Information sources and the derivation of BAT

This document is based on information collected from a number of sources, in particular through the TWG that was established specifically for the exchange of information under Article 13 of the Directive. The information has been collated and assessed by the European IPPC Bureau (of the Commission's Joint Research Centre) who led the work on determining BAT, guided by the principles of technical expertise, transparency and neutrality. The work of the TWG and all other contributors is gratefully acknowledged.

The BAT conclusions have been established through an iterative process involving the following steps:

- identification of the key environmental issues for the sector (e.g. emissions to water, especially organic load, total suspended solids, etc.; emissions to air from recovery boilers, lime kilns or combustion plants for the production of steam and power; odour and noise nuisance);
- examination of the techniques most relevant to address these key issues;
- identification of the best environmental performance levels, on the basis of the available data in the European Union and worldwide;
- examination of the conditions under which these environmental performance levels were achieved, such as costs, cross-media effects, and the main driving forces involved in the implementation of the techniques;
- selection of the best available techniques (BAT), their associated emission levels (and other environmental performance levels) and the associated monitoring for this sector according to Article 3(10) of, and Annex III to, the Directive.

Expert judgement by the European IPPC Bureau and the TWG has played a key role in each of these steps and the way in which the information is presented here.

Where available, economic data have been given together with the descriptions of the techniques presented in Chapters 3, 4, 5, 6 and 7. These data give a rough indication of the magnitude of the costs and benefits. However, the actual costs and benefits of applying a technique may depend strongly on the specific situation of the installation concerned, which cannot be evaluated fully in this document. In the absence of data concerning costs, conclusions on the economic viability of techniques are drawn from observations on existing installations.

5. Review of BAT reference documents (BREFs)

BAT is a dynamic concept and so the review of BREFs is a continuing process. For example, new measures and techniques may emerge, science and technologies are continuously developing and new or emerging processes are being successfully introduced into the industries. In order to reflect such changes and their consequences for BAT, this document will be periodically reviewed and, if necessary, updated accordingly.

6. Contact information

All comments and suggestions should be made to the European IPPC Bureau at the Institute for Prospective Technological Studies at the following address:

European Commission
Institute for Prospective Technological Studies
European IPPC Bureau
Edificio Expo
c/ Inca Garcilaso, 3
E-41092 Seville, Spain
Telephone: +34 95 4488 284
Fax: +34 95 4488 426
E-mail: JRC-IPTS-EIPPCB@ec.europa.eu
Internet: <http://eippcb.jrc.ec.europa.eu>

**Best Available Techniques Reference Document for the
Production of Pulp, Paper and Board**

ANWENDUNGSBEREICHXXXI

**1 ALLGEMEINE
INFORMATIONEN..... 1**

- 1.1 PAPIERVERBRAUCH IN EUROPA... 1
- 1.2 ÜBERBLICK ÜBER DIE
HERSTELLUNG VON ZELLSTOFF,
PAPIER UND KARTON..... 4
- 1.3 DIE EUROPÄISCHE
ZELLSTOFFINDUSTRIE 7
- 1.4 DIE EUROPÄISCHE
PAPIERINDUSTRIE..... 13
- 1.5 KLASSIFIZIERUNG DER
ZELLSTOFF- UND PAPIERFABRIKEN
IM SINNE DIESES DOKUMENTS 18
- 1.6 WIRTSCHAFTLICHE
GEGEBENHEITEN UND
BESCHÄFTIGUNG IN DER
ZELLSTOFF- UND
PAPIERINDUSTRIE IN DER EU 20
- 1.7 HAUPTSÄCHLICHE
UMWELTPROBLEME BEI DER
ZELLSTOFF- UND
PAPIERHERSTELLUNG 24

**2 GEMEINSAME VERFAHREN
UND TECHNIKEN FÜR DEN
GESAMTEN ZELLSTOFF- UND
PAPIERSEKTOR 33**

- 2.1 INTEGRIERTE UND/ODER ZUR
HERSTELLUNG MEHRERER
PRODUKTE AUSGELEGTE
ZELLSTOFF- UND PAPIERFABRIKEN
34
 - 2.1.1 Definition von nicht
integrierten, integrierten
Fabriken und zur
Herstellung mehrerer
Produkte ausgelegten
Fabriken..... 34
 - 2.1.2 Vorgeschlagene
Herangehensweise zum
Schätzen der Emissionen
für integrierte chemische
Zellstofffabriken und/oder
zur Herstellung mehrerer
Produkte ausgelegter
Fabriken..... 36
 - 2.1.3 Vorgeschlagenes
Verfahren zum Bewerten
der Emissionen für
bestimmte
Abwassereinleitungen 37

PREFACE I
SCOPEXXXI

1 GENERAL INFORMATION1

- 1.1 PAPER CONSUMPTION IN
EUROPE.....1
- 1.2 OVERVIEW OF PULP, PAPER AND
BOARD MANUFACTURING4
- 1.3 THE EUROPEAN PULP INDUSTRY
.....7
- 1.4 THE EUROPEAN PAPER
INDUSTRY13
- 1.5 CLASSIFICATION OF PULP AND
PAPER MILLS FOR THE PURPOSE
OF THIS DOCUMENT18
- 1.6 ECONOMICS AND EMPLOYMENT
IN THE EU PULP AND PAPER
INDUSTRY20
- 1.7 MAIN ENVIRONMENTAL ISSUES
OF THE PRODUCTION OF PULP
AND PAPER.....24

**2 COMMON PROCESSES AND
TECHNIQUES FOR THE
WHOLE PULP AND PAPER
SECTOR33**

- 2.1 INTEGRATED AND/OR
MULTIPRODUCT PULP AND
PAPER MILLS34
 - 2.1.1 Definition of non-
integrated, integrated and
multiproduct mills34
 - 2.1.2 Proposed approach to
estimate emissions for
integrated chemical pulp
mills and/or multiproduct
mills.....36
 - 2.1.3 Proposed method for
assessing emissions for
specific waste water
discharges.....37

	2.2 ÜBERWACHUNG 39		
2.2.1	Allgemeine Aspekte der Emissionsüberwachung in Zellstoff- und Papierfabriken 39	2.2	MONITORING39
2.2.1.1	Erfasste Emissionsquellen .40	2.2.1	General aspects of emission monitoring in pulp and paper mills39
2.2.1.2	Erfasste Betriebsbedingungen..... 40	2.2.1.1	Emission sources covered40
2.2.1.3	Datenverarbeitung 41	2.2.1.2	Operating conditions covered40
2.2.1.4	Darstellung der Emissionsdaten 42	2.2.1.3	Data processing41
2.2.2	Emissionsdatenerzeugung in Zellstoff- und Papierfabriken 42	2.2.1.4	Presentation of emission data42
2.2.2.1	Überwachung von Abwassereinleitungen..... 42	2.2.2	Emission data production in pulp and paper mills..42
2.2.2.1.1	Die Probenahmestellen.43	2.2.2.1	Monitoring of waste water discharges42
2.2.2.1.2	Probenahmeverfahren und -zeiträume sowie Analysehäufigkeit 43	2.2.2.1.1	The sampling points43
2.2.2.1.3	Wesentliche Parameter und Analysemethoden46	2.2.2.1.2	Sampling methods and periods and frequency of analysis43
2.2.2.1.4	Zusammenhang zwischen gemessenen Konzentrationen und berechneten Emissionsfrachten..... 47	2.2.2.1.3	Major parameters and analytical methods.....46
2.2.2.1.5	Sonderfall mit Einfluss auf die Vergleichbarkeit der Emissionsdaten 50	2.2.2.1.4	Interrelationship between measured concentrations and calculated emission loads.....47
2.2.2.2	Überwachung der Emissionen in die Luft 50	2.2.2.1.5	Special issue that influences the comparability of emission data50
2.2.2.2.1	Die Probenahmestellen50	2.2.2.2	Monitoring of emissions to air.....50
2.2.2.2.2	Probenahme und kontinuierliche/diskontinuierliche Messverfahren..... 51	2.2.2.2.1	The sampling points50
2.2.2.2.3	Wesentliche Parameter und Analysemethoden..... 56	2.2.2.2.2	Sampling and continuous/discontinuous measurement methods.....51
2.2.2.2.4	Referenzbedingungen 58	2.2.2.2.3	Major parameters and analytical methods.....56
		2.2.2.2.4	Reference conditions58
		2.2.2.2.5	Interrelationship between concentration and specific emission loads.....59
		2.2.2.2.6	Measurement of diffuse emissions

2.2.2.2.5	Zusammenhang zwischen Konzentration und spezifischen Emissionsfrachten.....	59	in kraft pulp mills	60
2.2.2.2.6	Messung diffuser Emissionen in Sulfatzellstofffabriken	60	2.2.2.3 Monitoring of solid waste	62
2.2.2.3	Überwachung von festen Abfällen	62		
2.3	ANNAHME, LAGERUNG UND HANDHABUNG VON FASERSTOFFEN UND CHEMIKALIEN.....	63		
2.3.1	Holzaufbereitung	63		
2.3.1.1	Holzplatzbetrieb ...	63		
2.3.1.2	Entrindung	65		
2.3.2	Lagerung und Handhabung von Chemikalien und chemischen Additiven ...	65		
2.3.2.1	Verwendung von Grundchemikalien und chemischen Additiven	65		
2.3.2.2	EU-Verordnungen zur Lagerung, Handhabung und Verwendung von Chemikalien	69		
2.3.2.3	Lagerung, Handhabung und Transport von Chemikalien	71	2.3 RECEIPT, STORAGE AND HANDLING OF FIBROUS MATERIALS AND CHEMICALS..	63
2.4	WASSERZUFUHR FÜR PROZESSE UND ZUM KÜHLEN	72	2.3.1 Wood handling	63
2.4.1	Rohwasserbehandlung	72	2.3.1.1 Wood yard operations	63
2.4.1.1	Prozesswasserbehandlung.....	72	2.3.1.2 Debarking	65
2.4.1.2	Kesselspeisewasserbehandlung	72	2.3.2 Storage and handling of chemicals and chemical additives	65
2.4.2	Kühlsysteme und Verwendung von Kühlwasser	73	2.3.2.1 Use of basic chemicals and chemical additives	65
2.4.2.1	Arten von Kühlsystemen in Zellstoff- und Papierfabriken	73	2.3.2.2 EU regulations on the storage, handling and use of chemicals	69
2.5	ENERGIEVERBRAUCH IN ZELLSTOFF- UND PAPIERFABRIKEN.....	76	2.3.2.3 Storage, handling and transportation of chemicals	71
2.5.1	Beim Lesen der angegebenen Energieverbrauchsdaten zu berücksichtigende Aspekte	77		
2.5.2	Beispiele für den Gesamtprozessenergieverbrauch von Zellstoff- und Papierfabriken.....	79	2.4 WATER SUPPLY FOR PROCESSES AND COOLING	72
2.5.3	Relevanz der Teilprozesse		2.4.1 Raw water treatment	72
			2.4.1.1 Process water treatment	72

	für den Gesamtprozessenergiever- brauch	82	2.4.1.2	Boiler feedwater treatment.....	72
2.5.4	Energieverbrauch für unterstützende Prozesse	83	2.4.2	Cooling systems and use of cooling water	73
2.6	DAMPF- UND STROMERZEUGUNG IN ZELLSTOFF- UND PAPIERFABRIKEN.....	85	2.4.2.1	Types of cooling systems in pulp and paper mills	73
2.6.1	Angewandte Verbrennungsverfahren und -techniken.	85	2.5	ENERGY CONSUMPTION IN PULP AND PAPER MILLS	76
2.6.1.1	Wichtigste verwendete Brennstoffe und Vorbehandlung.....	86	2.5.1	Issues to consider when reading reported energy consumption data	77
2.6.1.2	Energieerzeugung	88	2.5.2	Examples of total process energy consumption of pulp and paper mills.....	79
2.6.1.2.1	Dampferzeugungsanlagen	88	2.5.3	Relevance of process units for total process energy consumption.....	82
2.6.1.2.2	Kraft-Wärme- Kopplungsanlagen (KWK)	89	2.5.4	Energy consumption for supporting activities	83
2.6.1.2.3	Wirbelschichtkessel	91	2.6	STEAM AND POWER GENERATION IN PULP AND PAPER MILLS	85
2.6.2	Derzeitige Emissionen der Dampf- und Stromerzeugung in die Luft	93	2.6.1	Applied combustion processes and techniques	85
2.6.2.1	Staubemissionen	93	2.6.1.1	Main fuels utilised and pretreatment.....	86
2.6.2.2	SO ₂ -Emissionen und andere gasförmige Schadstoffe	95	2.6.1.2	Energy production	88
2.6.2.3	NO _x -Emissionen.....	96	2.6.1.2.1	Steam generation plants	88
2.6.2.4	CO-Emissionen	97	2.6.1.2.2	Combined heat and power (CHP) plants	89
2.7	ABWASSERBEHANDLUNGSANLA- GEN.....	99	2.6.1.2.3	Fluidised bed boilers	91
2.8	ÜBERBLICK ÜBER PRODUKTIONSRÜCKSTÄNDE UND FESTE ABFÄLLE.....	103	2.6.2	Current emissions to air from steam and power generation.....	93
2.9	ALLGEMEINE BEI DER FESTLEGUNG VON FÜR ALLE FABRIKEN GELTENDE BVT ZU BERÜCKSICHTIGENDE TECHNIKEN	105	2.6.2.1	Dust emissions.....	93
2.9.1	Umweltmanagementsysteme (UMS)	105	2.6.2.2	SO ₂ emissions and other gaseous pollutants.....	95
2.9.2	Handhabung und Lagerung von Rohstoffen	108	2.6.2.3	NO _x emissions.....	96
2.9.2.1	Verminderung von Emissionen aus der Holzaufbereitung....	108	2.6.2.4	CO emissions.....	97
2.9.2.2	Trockenentrindung	110	2.7	WASTE WATER TREATMENT PLANTS	99
2.9.2.3	Sichere Lagerung und Handhabung von Grundchemikalien und chemischen Additiven	112	2.8	OVERVIEW OF PRODUCTION RESIDUES AND SOLID WASTE	103
			2.9	GENERAL TECHNIQUES TO CONSIDER IN THE	

2.9.2.4	Umweltbewertungssystem für Chemikalien.....	113	DETERMINATION OF BAT COMMON TO ALL MILLS	105
2.9.2.5	Substitution von potenziell schädlichen Stoffen durch weniger schädliche Alternativen	114	2.9.1	Environmental management systems (EMS).....
2.9.3	Optimiertes Wassermanagement .	119	2.9.2	Handling and storage of raw materials
2.9.4	Modellbasierte Bewertung von Optimierungsmaßnahmen für Wasserkreisläufe	122	2.9.2.1	Reduction of emissions from wood handling
2.9.5	Energieeffizienzanalyse, Energiemanagement und Energieaudits	125	2.9.2.2	Dry debarking
2.9.6	Für alle/die meisten Papiersorten geltende Reduzierung des Energieverbrauchs	128	2.9.2.3	Safe storage and handling of basic chemicals and chemical additives
2.9.6.1	Reduzierung der Wärmeenergienutzung	129	2.9.2.4	Environmental assessment system for chemicals
2.9.6.1.1	Wärmerückgewinnung aus in Vakuumsystemen verwendeten Radialgebläsen	129	2.9.2.5	Substitution of potentially harmful substances with less harmful alternatives .
2.9.6.1.2	Verwendung von Thermokompressoren.....	129	2.9.3	Optimised water management
2.9.6.1.3	Isolierung der Anschlüsse von Dampf- und Kondensatleitungen	131	2.9.4	Model-based evaluation of optimisation measures for water circuits
2.9.6.1.4	Trocknen von Biobrennstoff und Schlamm durch Nutzung von überschüssiger Wärme.....	131	2.9.5	Energy efficiency analysis, energy management and energy audits
2.9.6.1.5	Weitere Maßnahmen zur Reduzierung der Wärmeenergienutzung	133	2.9.6	Reduction of energy consumption applicable to all/most grades
2.9.6.2	Reduzierung der Nutzung elektrischer Energie	134	2.9.6.1	Reduction of thermal energy use.....
2.9.6.2.1	Energieeffizientes Vakuumsystem für die Entwässerung	134	2.9.6.1.1	Heat recovery from radial blowers used in vacuum systems
2.9.6.2.2	Verwendung		2.9.6.1.2	Use of thermo-compressors
			2.9.6.1.3	Insulation of steam and condensate pipe fittings
			2.9.6.1.4	Drying of biofuel and sludge utilising excess heat
			2.9.6.1.5	Further measures for reducing thermal energy use
			2.9.6.2	Reduction of electrical energy use.....
			2.9.6.2.1	Energy-efficient vacuum systems for dewatering..
			2.9.6.2.2	Use of high efficiency

	hocheffizienter Elektromotoren .. 134		electrical motors134
		2.9.6.2.3	Energy-efficient frequency inverter for pumps, fans and compressors135
	2.9.6.2.3 Energieeffiziente Frequenzumrichter für Pumpen, Gebläse und Kompressoren 135		
		2.9.6.2.4	Further measures for reducing electrical energy136
	2.9.6.2.4 Weitere Maßnahmen zur Reduzierung der elektrischen Energie 136		
		2.9.6.3	Combined heat and power production.....136
	2.9.6.3 Kraft-Wärme-Kopplung 136		
2.9.7	Reduzierung von Emissionen von Mehrstoff-, Biomasse- und Hilfskesseln in die Luft 141	2.9.7	Reduction of emissions of multifuel, biomass and auxiliary boilers to air .141
		2.9.7.1	Reduction of dust emissions141
		2.9.7.2	Reduction of NO _x emissions144
		2.9.7.2.1	Primary measures for NO _x reduction144
		2.9.7.2.2	Selective non-catalytic reduction (SNCR)148
	2.9.7.1 Reduzierung von Staubemissionen 141	2.9.7.3	Reduction of SO ₂ and other gaseous pollutants151
	2.9.7.2 Reduzierung von NO_x-Emissionen 144		
		2.9.7.2.1	Primärmaßnahmen zur NO_x-Reduzierung 144
		2.9.7.2.2	Selektive nicht katalytische Reduktion (SNCR) ... 148
	2.9.7.3 Reduzierung von SO₂ und anderen gasförmigen Schadstoffen... 151	2.9.8	Prevention, minimisation, recycling and treatment of process residues – minimising solid waste to landfill155
2.9.8	Vermeidung, Minimierung, Recycling und Behandlung von Prozessrückständen – Minimieren von zur Deponierung vorgesehenem festem Abfall 155	2.9.9	Reduction of emissions from the use of chelating agents in peroxide-based bleaching technologies 162
		2.9.10	Ensuring smooth running and minimising accidental releases168
		2.9.11	Reduction of pollution load of waste water169
		2.9.11.1	Primary waste water treatment169
		2.9.11.2	Secondary waste water treatment170
		2.9.11.2.1	Aerobic biological waste water treatment170
		2.9.11.2.2	Anaerobic biological waste water pretreatment173
		2.9.11.2.3	Control of biological waste water treatment plants and
2.9.9	Reduzierung von Emissionen aus der Verwendung von Komplexbildnern in Bleichtechnologien auf Peroxidbasis . 162		
2.9.10	Sicherstellen des reibungslosen Betriebs und		

	Minimieren von unbeabsichtigten Freisetzungen	168		optimised nutrient supply	175
			2.9.11.2.4	Techniques for P and N reduction	179
2.9.11	Reduzierung der Schadstoffbelastung von Abwasser	169	2.9.11.3	Tertiary waste water treatment	179
2.9.11.1	Abwasservorklärung	169	2.9.11.3.1	Chemical precipitation	179
2.9.11.2	Zweite Abwasserreinigungstufe	170	2.9.11.3.2	Nitrification and denitrification ..	180
2.9.11.2.1	Aerobe biologische Abwasserbehandlung	170	2.9.11.3.3	Ozonation and biofiltration	180
2.9.11.2.2	Anaerobe biologische Abwasservorbehandlung	173	2.9.11.3.4	Additional techniques for TSS reduction	181
2.9.11.2.3	Regelung von Anlagen zur biologischen Abwasserbehandlung und optimierte Nährstoffversorgung	175	2.9.12	Prevention of pollution risks from decommissioning	182
2.9.11.2.4	Techniken zur P- und N-Reduzierung ..	179	2.9.13	Reduction of noise	186
2.9.11.3	Dritte Abwasserreinigungstufe	179	2.9.14	Reduction of odour	189
2.9.11.3.1	Chemische Fällung	179			
2.9.11.3.2	Nitrifikation und Denitrifikation .	180			
2.9.11.3.3	Ozonierung und Biofiltration...	180			
2.9.11.3.4	Zusätzliche Techniken zur Reduzierung von AFS	181			
2.9.12	Vermeidung von Verschmutzungsrisiken bei der Stilllegung	182			
2.9.13	Lärmreduzierung..	186			
2.9.14	Geruchsreduzierung	189			
	2.10..... ALLGEMEINE TRENDS IM ZELLSTOFF- UND PAPIERSEKTOR	193			
	3 DIE HERSTELLUNG VON KRAFTZELLSTOFF (SULFATZELLSTOFF) ...	195			
3.1	ANGEWANDTE VERFAHREN UND				

TECHNIKEN	196		
3.1.1	Holzanlieferung und - lagerung.....	197	
3.1.2	Entrindung.....	197	
3.1.3	Häckseln des Holzes und Sortieren	197	
3.1.4	Kochen und Delignifizierung	197	
3.1.5	Waschen und Sortieren...	199	
3.1.6	Sauerstoffdelignifizierung	200	
3.1.7	Bleiche.....	201	
3.1.8	Sortieren von gebleichtem Zellstoff	203	
3.1.9	Trocknen.....	203	
3.1.10	Nebenprodukte der Herstellung von Sulfatzellstoff	204	
3.1.11	System zur Rückgewinnung von Chemikalien und Energie	204	
3.1.12	Zubereitung von Bleichchemikalien vor Ort	207	
3.1.12.1	Chlordioxid	207	
3.1.12.2	Ozon.....	210	
3.1.12.3	Weitere Bleichchemikalien....	211	
3.2	DERZEITIGE VERBRAUCHS- UND EMISSIONSWERTE.....	212	
3.2.1	Überblick über Input/Output für die Herstellung von Sulfatzellstoff.....	212	
3.2.2	Verbrauchs- und Emissionswerte aufgrund von Teilprozessen..	213	
3.2.2.1	Holzverbrauch.....	213	
3.2.2.2	Chemikalienverbrauch	213	
3.2.2.3	Energieverbrauch	215	
3.2.2.4	Wasserverbrauch und Abwassermenge	217	
3.2.2.5	Emissionen in Gewässer	218	
3.2.2.5.1	Abwasser von verschiedenen Prozessschritten	219	
3.2.2.5.2	Hauptparameter und Emissionswerte	222	
3.2.2.5.3	Gesamteinleitung von Abwasser nach biologischer Behandlung	231	
3.2.2.6	Emissionen in die Luft	234	
3.2.2.6.1	Emissionen des		
2.10	GENERAL TRENDS IN THE PULP AND PAPER SECTOR	193	
3	THE KRAFT (SULPHATE) PULPING PROCESS	195	
3.1	APPLIED PROCESSES AND TECHNIQUES	196	
3.1.1	Reception and storage of wood.....	197	
3.1.2	Debarking.....	197	
3.1.3	Wood chipping and screening	197	
3.1.4	Cooking and delignification	197	
3.1.5	Washing and screening	199	
3.1.6	Oxygen delignification	200	
3.1.7	Bleaching	201	
3.1.8	Bleached stock screening	203	
3.1.9	Drying	203	
3.1.10	By-products of kraft pulping	204	
3.1.11	Chemical and energy recovery system	204	
3.1.12	Preparation of bleaching chemicals on site	207	
3.1.12.1	Chlorine dioxide	207	
3.1.12.2	Ozone	210	
3.1.12.3	Other bleaching chemicals	211	
3.2	CURRENT CONSUMPTION AND EMISSION LEVELS	212	
3.2.1	Overview of input/output for the production of kraft pulp	212	

Schwarzlaugenkessels in die Luft 234	3.2.2	Consumption and emission levels arising from process units213
3.2.2.6.2 Emissionen des Kalkofens in die Luft..... 242		
3.2.2.6.3 Emissionen der Dampfkessel oder KWK-Anlagen in die Luft..... 243	3.2.2.1	Wood consumption..213
3.2.2.6.4 Übelriechende Gase..... 244	3.2.2.2	Consumption of chemicals213
3.2.2.6.5 VOC-Emissionen 246	3.2.2.3	Energy consumption 215
3.2.2.6.6 Chlorverbindungen vom Bleichen und der Bleichchemikalienvorbereitung ..246	3.2.2.4	Water consumption and waste water flow.....217
3.2.2.6.7 Gesamtprozessemissionen 247	3.2.2.5	Emissions to water...218
3.2.2.6.7.1 Gesamtschwefelemissionen des Prozesses .247	3.2.2.5.1	Waste water from different process steps219
3.2.2.6.7.2 Gesamte NO _x -Emissionen der Hauptprozesse 248	3.2.2.5.2	Main parameters and emission levels222
3.2.2.7 Fester Abfall 249	3.2.2.5.3	Total waste water discharge after biological treatment231
3.2.2.8 Lärm 252	3.2.2.6	Emissions to air234
3.2.2.9 Verschmutzung von Boden- und Grundwasser 252	3.2.2.6.1	Emissions to air from the black liquor recovery boiler.....234
3.3 BEI DER FESTLEGUNG DER BVT ZU BERÜCKSICHTIGENDE TECHNIKEN 253	3.2.2.6.2	Emissions to air from the lime kiln242
3.3.1 Die Bedeutung der Holzart bei der Festlegung der BVT für Sulfatzellstofffabriken 253	3.2.2.6.3	Emissions to air from steam boilers or CHP plants ..243
3.3.1.1 Umweltprobleme in Verbindung mit der Herstellung von Sulfatzellstoff auf Eukalyptusbasis 254	3.2.2.6.4	Malodorous gases244
3.3.2 Trockenentrindung..... 255	3.2.2.6.5	VOC emissions 246
3.3.3 Modifizierte Kochung vor der Bleiche..... 255	3.2.2.6.6	Chlorine compounds from bleaching and bleaching chemical preparation.....246
3.3.4 Sortieren des ungewaschenen Zellstoffs im geschlossenen Kreislauf 258	3.2.2.6.7	Total process emissions247
3.3.5 Sauerstoffdelignifizierung vor dem Auslaugen..... 259	3.2.2.6.7.1	Total sulphuric emissions from the process247
3.3.6 Moderne ECF-Bleiche 261	3.2.2.6.7.2	Total NO _x emissions from main processes .248
3.3.7 TCF-Bleiche 265	3.2.2.7	Solid waste249
3.3.8 Teilweises Recycling des Prozesswassers in der Bleichanlage 268	3.2.2.8	Noise.....252
3.3.9 Wirksames Leckageüberwachungs- und	3.2.2.9	Emissions to soil and groundwater.....252

Rückhaltesystem mit geeignetem Rückgewinnungssystem	271	3.3.10	Wirksame Braunstoffwäsche	273	3.3	TECHNIQUES TO CONSIDER IN THE DETERMINATION OF BAT	253	
3.3.11	Strippung verunreinigter Kondensate (Schmutzkondensate) und Wiederverwendung der Kondensate im Prozess	274	3.3.12	Verwendung angemessen ausgelegter Puffertanks zur Lagerung konzentrierter oder heißer Flüssigkeiten des Prozesses	277	3.3.1	The relevance of the wood species when determining BAT for kraft pulp mills	253
3.3.13	Aerobe biologische Abwasserbehandlung	278	3.3.13.1.1	Environmental issues specific to eucalyptus-based kraft pulp-making	254	3.3.1.1	Environmental issues specific to eucalyptus-based kraft pulp-making	254
3.3.14	Dritte Abwasserreinigungsstufe - chemische Fällung	285	3.3.2	Dry debarking	255	3.3.2	Dry debarking	255
3.3.15	Systeme zur Erfassung von Stark- und Schwachgasen	287	3.3.3	Modified cooking before bleaching	255	3.3.3	Modified cooking before bleaching	255
3.3.16	Kontrolle von nicht-kondensierbaren Stark- und Schwachgasen in Behandlungssystemen mit hoher Verfügbarkeit	294	3.3.4	Closed brown stock screening	258	3.3.4	Closed brown stock screening	258
3.3.16.1	Verbrennung von Stark- und/oder Schwachgasen im Ablaugekessel	296	3.3.5	Oxygen delignification before leaching	259	3.3.5	Oxygen delignification before leaching	259
3.3.16.2	Verbrennung erfasster geruchsbehafteter Gase (Stark- und Schwachgase) im Kalkofen	297	3.3.6	Modern ECF bleaching	261	3.3.6	Modern ECF bleaching	261
3.3.16.3	Verbrennung erfasster Starkgase in einem speziellen NCG-Brenner, der mit Wäschern zur SO ₂ -Abscheidung ausgestattet ist	299	3.3.7	TCF bleaching	265	3.3.7	TCF bleaching	265
3.3.17	Reduzierung von Schwefelemissionen (SO ₂ und TRS) aus dem		3.3.8	Partial process water recycling in the bleach plant	268	3.3.8	Partial process water recycling in the bleach plant	268
			3.3.9	Effective spill monitoring and containment with a suitable recovery system	271	3.3.9	Effective spill monitoring and containment with a suitable recovery system	271
			3.3.10	Efficient brown stock washing	273	3.3.10	Efficient brown stock washing	273
			3.3.11	Stripping the contaminated (foul) condensates and reusing the condensates in the process	274	3.3.11	Stripping the contaminated (foul) condensates and reusing the condensates in the process	274
			3.3.12	Use of correctly dimensioned buffer tanks for the storage of concentrated or hot liquids from the process	277	3.3.12	Use of correctly dimensioned buffer tanks for the storage of concentrated or hot liquids from the process	277
			3.3.13	Aerobic biological waste water treatment	278	3.3.13	Aerobic biological waste water treatment	278
			3.3.14	Tertiary waste water treatment - chemical precipitation	285	3.3.14	Tertiary waste water treatment - chemical precipitation	285
			3.3.15	Collection systems for strong and weak malodorous gases	287	3.3.15	Collection systems for strong and weak malodorous gases	287
			3.3.16	Control of strong and weak non-condensable gases in treatment systems with high availability	294	3.3.16	Control of strong and weak non-condensable gases in treatment systems with high availability	294
			3.3.16.1	Incineration of strong and/or weak		3.3.16.1	Incineration of strong and/or weak	

	Schwarzlaugenkessel 301		malodorous gases in the recovery boiler.....296
3.3.17.1	Erhöhung des Trockengehalts von Schwarzlauge 301	3.3.16.2	Incineration of collected malodorous gases (strong and weak gases) in the lime kiln.....297
3.3.17.2	Einbau von Wäschern beim Ablaugekessel 307	3.3.16.3	Incineration of collected strong malodorous gases in a dedicated NCG burner equipped with scrubbers for SO ₂ removal.....299
3.3.18	Kontrolle der NOX- Emissionen von Schwarzlaugenkessel n 309	3.3.17	Reduction of sulphur emissions (SO ₂ and TRS) from the black liquor recovery boiler301
3.3.18.1	Optimierte Verbrennungsreg elung und Regelung der NO_x- Einflussfaktoren 309	3.3.17.1	Increasing the dry solids content of black liquor301
3.3.18.2	Optimierte Luftsysteme von Schwarzlaugenkes seln 318	3.3.17.2	Installation of scrubbers on the recovery boiler307
3.3.19	Reduzierung von Staubemissionen aus dem Schwarzlaugenkessel 321	3.3.18	Control of NOX emissions from black liquor recovery boilers.....309
3.3.19.1	Elektrofilter.... 321	3.3.18.1	Optimised combustion control and control of the NO _x -influencing factors309
3.3.19.2	Elektrofilter gefolgt von Nasswäschern. 326	3.3.18.2	Optimised black liquor recovery boiler air systems318
3.3.20	Reduzierung von Schwefelemissionen (SO₂ und TRS) aus dem Kalkofen 328	3.3.19	Reduction of dust emissions from the black liquor recovery boiler..321
3.3.20.1	Brennstoffauswah l und Kontrolle des überschüssigen Sauerstoffgehaltes 328	3.3.19.1	Electrostatic precipitators321
3.3.20.2	Installation einer verbesserten Kalkschlammwäs che und -filtration bei der Kaustifizierung 332	3.3.19.2	Electrostatic precipitators followed by wet scrubbers.....326
3.3.20.3	Verwendung eines alkalischen Rauchgaswäscher s 333	3.3.20	Reduction of sulphur emissions (SO ₂ and TRS) from the lime kiln.....328
3.3.21	Reduzierung der NOX-Emissionen des Kalkofens 334	3.3.20.1	Selection of fuels and control of the excess oxygen328
3.3.21.1	Brennstoffauswah	3.3.20.2	Installation of improved washing and filtration of lime mud in recausticising332
		3.3.20.3	Use of an alkaline flue- gas scrubber333
		3.3.21	Reduction of NOX emissions from the lime kiln334
		3.3.21.1	Selection of fuels, optimised combustion and control of the kiln operation.....334

	l, optimierte Verbrennung und Steuerung des Ofenbetriebs... 334	3.3.21.2	Installation of low-NO _x burners in the lime kiln338
3.3.21.2	Installation von Brennern mit niedrigen NO_x- Emissionen im Kalkofen 338	3.3.22	Reduction of dust emissions from the lime kiln339
3.3.22	Reduzierung der Staubemissionen des Kalkofens..... 339	3.3.22.1	Electrostatic precipitators339
3.3.22.1	Elektrofilter.... 339	3.3.22.2	Electrostatic precipitators followed by wet scrubbers343
3.3.22.2	Elektrofilter gefolgt von Nasswäschern. 343	3.3.23	Substitution of fossil fuels used in the lime kiln344
3.3.23	Substitution fossiler Brennstoffe, die im Kalkofen verwendet werden..... 344	3.3.24	Reduction of NO _x emissions from dedicated TRS burners346
3.3.24	Reduzierung von NO_x-Emissionen spezieller Geruchsgaskessel346	3.3.24.1	Staged incineration ..346
3.3.24.1	Gestufte Verbrennung.. 346	3.3.25	Reduction of emissions from bark or multi-fuel boilers.....347
3.3.25	Reduzierung von Emissionen von Rinden- oder Mehrstoffkesseln 347	3.3.26	Integrated waste management concept...347
3.3.26	Integriertes Abfallwirtschaftskon zept 347	3.3.27	Measures for increased energy efficiency.....349
3.3.27	Maßnahmen für erhöhte Energieeffizienz.. 349	3.3.28	Techniques for noise reduction355
3.3.28	Techniken zur Lärminderung. 355		
3.4	ZUKUNFTSTECHNIKEN ... 356		
3.4.1	Verbesserte Erzeugung von Strom, Produkten auf Biomassebasis und der Einsatz überschüssiger Wärme..... 356		
3.4.2	Vergasung von Schwarzlauge 358		
3.4.3	Selektive Entfernung von Chlorid und Kalium durch ESP- Aschebehandlung . 359		
3.4.4	Partielles Borat- Autokaustifizieren 360		

<p>3.4.5 SNCR oder SCR zur Reduzierung von NO_x-Emissionen aus dem Schwarzlaugenkessel 361</p> <p>3.4.6 Entfernung von Komplexbildnern durch geeignete alkalische biologische Behandlung oder deren Rückgewinnung durch den Einsatz von „Nieren“ ... 363</p> <p>3.4.7 Verstärkte Kreislaufschließung in Verbindung mit dem Einsatz von „Nieren“ 365</p> <p>4 DIE HERSTELLUNG VON SULFIT ZELLSTOFF 369</p> <p>4.1 ANGEWANDTE VERFAHREN UND TECHNIKEN 370</p> <p>4.1.1 Die wesentlichen Gruppen von Sulfitzellstofffabriken in Europa 371</p> <p>4.1.1.1 Herstellung sauren Bisulfitzellstoffs zur Papierherstellung..... 371</p> <p>4.1.1.2 Magnesitverfahren..... 371</p> <p>4.1.1.3 Chemiezellstoff für die Textilindustrie 372</p> <p>4.1.1.4 Spezialzellstoff für chemische Anwendungen 373</p> <p>4.1.1.5 Neutralsulfit-Halbzellstoff (NSSC)..... 375</p> <p>4.1.2 Technische Prozesse und Einheiten 376</p> <p>4.1.3 Faserlinienvorgänge..... 378</p> <p>4.1.3.1 Holzaufbereitung 379</p> <p>4.1.3.2 Kochung und Delignifizierung von ungebleichtem Zellstoff..... 379</p> <p>4.1.3.3 Sortieren und Waschen von ungebleichtem Zellstoff 379</p> <p>4.1.3.4 Sauerstoffdelignifizierung und Bleiche 380</p>	<p>3.4 EMERGING TECHNIQUES356</p> <p>3.4.1 Enhanced generation of electricity, biomass-based products and the utilisation of excess heat356</p> <p>3.4.2 Gasification of black liquor358</p> <p>3.4.3 Selective removal of chloride and potassium by ESP ash treatment359</p> <p>3.4.4 Partial borate autocausticising.....360</p> <p>3.4.5 SNCR or SCR for reducing NO_x emissions from the black liquor recovery boiler361</p> <p>3.4.6 Removal of chelating agents by modest alkaline biological treatment or its recovery by use of kidneys363</p> <p>3.4.7 Increased system closure combined with the use of kidneys365</p> <p>4 THE SULPHITE PULPING PROCESS369</p> <p>4.1 APPLIED PROCESSES AND TECHNIQUES370</p> <p>4.1.1 The major groups of sulphite pulp mills in Europe371</p> <p>4.1.1.1 Acid bisulphite pulping for papermaking371</p> <p>4.1.1.2 Magnesite process.....371</p>
---	---

4.1.3.5	Endgültiges Sortieren und Trocknen	382	4.1.1.3	Dissolving pulp for the textile industry	372
4.1.4	System zur Rückgewinnung von Chemikalien und Energie.....	383	4.1.1.4	Speciality pulp for chemical applications	373
4.1.5	Verarbeiten der Nebenprodukte der Herstellung von Sulfitzellstoff	384	4.1.1.5	Neutral sulphite semi-chemical pulp (NSSC)	375
4.1.6	Vorbereitung und Handhabung von Schwefeldioxid und Bleichchemikalien	387	4.1.2	Technical processes and units.....	376
4.2	DERZEITIGE VERBRAUCHS- UND EMISSIONSWERTE	389	4.1.3	Fibre line operations ...	378
4.2.1	Überblick über Input/Output für die Herstellung von Sulfitzellstoff	389	4.1.3.1	Wood handling	379
4.2.2	Verbrauchs- und Emissionswerte aufgrund von Teilprozessen..	391	4.1.3.2	Cooking and delignification of unbleached pulp.....	379
4.2.2.1	Holzverbrauch.....	391	4.1.3.3	Screening and washing of unbleached pulp ..	379
4.2.2.2	Chemikalienverbrauch	392	4.1.3.4	Oxygen delignification and bleaching.....	380
4.2.2.3	Energieverbrauch	392	4.1.3.5	Final screening and drying	382
4.2.2.4	Abwassermenge und Emissionen in Gewässer	396	4.1.4	Chemical and energy recovery system	383
4.2.2.5	Emissionen in die Luft	409	4.1.5	Processing of by-products of sulphite pulping	384
4.2.2.6	Anfall von festem Abfall	418	4.1.6	Preparation and handling of sulphur dioxide and bleaching chemicals	387
4.2.2.7	Lärm	419			
4.3	BEI DER FESTLEGUNG DER BVT ZU BERÜCKSICHTIGENDE TECHNIKEN	420	4.2	CURRENT CONSUMPTION AND EMISSION LEVELS	389
4.3.1	Trockenentrindung.....	422	4.2.1	Overview of input/output for the production of sulphite pulp.....	389
4.3.2	Erweiterte modifizierte Kochung vor der Bleiche	422	4.2.2	Consumption and emission levels arising from process units	391
4.3.3	Sauerstoffdelignifizierung vor der Bleiche	424	4.2.2.1	Wood consumption..	391
4.3.4	Sortieren des ungewaschenen Zellstoffs im geschlossenen Kreislauf	426	4.2.2.2	Consumption of chemicals	392
4.3.5	Wirksame Braunstoffwäsche	426	4.2.2.3	Energy consumption	392
4.3.6	Wirksames Leckageüberwachungs- und Rückhaltesystem, auch kombiniert mit einem System zur Rückgewinnung von Chemikalien und Energie	426	4.2.2.4	Waste water flow and emissions to water ...	396
4.3.7	Total chlorfreies Bleichen (TCF-Bleichen).....	426	4.2.2.5	Emissions to air	409
4.3.8	Vorbleiche auf MgO-Basis und Rückführung von Waschflüssigkeiten aus der Vorbleiche in die Braunstoffwäsche .	429	4.2.2.6	Solid waste generation	418
4.3.9	Bleiche im		4.2.2.7	Noise.....	419
			4.3	TECHNIQUES TO CONSIDER IN THE DETERMINATION OF BAT	420
			4.3.1	Dry debarking	422

	geschlossenen Kreislauf (in einer Sulfitzellstofffabrik auf Natriumbasis, mittels Ultrafiltration, Flotation und Abscheidung) 431	4.3.2	Extended modified cooking before bleaching422
4.3.10	Reduzierung von Emissionen durch die Verwendung von Komplexbildnern in den Peroxidstadien der Bleichanlage..... 433	4.3.3	Oxygen delignification before bleaching.....424
4.3.11	Einstellung des pH-Werts der Schwachlauge vor/in der Eindampfanlage 433	4.3.4	Closed brown stock screening426
4.3.12	Vorbehandlung des Abwassers aus den Sauerstoffstufen der Bleichanlage in einer Ultrafiltrationsanlage mit anschließender aerober Behandlung des Gesamtabwassers .. 434	4.3.5	Efficient brown stock washing426
4.3.13	Eindampfung von Abwässern aus der Heiß- Alkaliextraktionsstufe und Verbrennung der Konzentrate in einem Sodakessel..... 437	4.3.6	Effective spill monitoring and containment, also with chemical and energy recovery system426
4.3.14	Verwendung von Notfall- und Puffertanks für konzentrierte Flüssigkeiten..... 440	4.3.7	Totally chlorine free (TCF) bleaching426
4.3.15	Anaerobe Behandlung der Kondensate und der hohen CSB-Fracht im Abwasser der Bleichanlage 440	4.3.8	MgO-based pre-bleaching and recirculation of washing liquids from pre- bleaching to brown stock washing429
4.3.16	Aerobe biologische Abwasserbehandlung..... 442	4.3.9	Closed-loop bleaching (in a sodium-based sulphite mill using ultrafiltration, flotation and separation)431
4.3.17	Dritte Abwasserreinigungsstufe - chemische Fällung..... 461	4.3.10	Reduction of emissions by the use of chelating agents in the peroxide stages of the bleach plant433
4.3.18	Optimierung des Ablaugekessels durch Regelung der Feuerungsbedingungen 461	4.3.11	pH adjustment of weak liquor before/inside the evaporation plant.....433
4.3.19	Gestufte Ablaugeinspritzung.. 464	4.3.12	Pretreatment of waste water from the oxygen stages of the bleach plant in an ultrafiltration plant followed by aerobic treatment of the total effluent434
4.3.20	SNCR (Eindüsung von Ammoniak oder Harnstoff) im Ablaugekessel 464	4.3.13	Evaporation of effluents from the hot alkaline extraction stage and incineration of the concentrates in a soda boiler437
4.3.21	Elektrofilter oder	4.3.14	Use of emergency and buffer tanks for concentrated liquids440
		4.3.15	Anaerobic treatment of the condensates and the high COD load in the effluent from the bleach plant..440
		4.3.16	Aerobic biological waste water treatment.....442

	Multizyklone und mehrstufige Venturiwäscher oder nachgeschaltete mehrstufige Wäscher mit doppeltem Einlass am Ablaugekessel .. 470	4.3.17	Tertiary waste water treatment - chemical precipitation461
4.3.22	Sammlung geruchsaktiver Gase und diffuser SO₂-Prozessemissionen und Verbrennung im Ablaugekessel oder Wäsche in Wäschern . 479	4.3.18	Optimising the recovery boiler by controlling the firing conditions461
		4.3.19	Staged injection of spent liquor464
		4.3.20	SNCR (ammonia or urea injection) in the recovery boiler464
4.3.23	Maßnahmen zur Vermeidung von unkontrollierten Betriebsbedingungen und zur Verminderung der Folgen von Unfällen 481	4.3.21	ESP or multistage cyclone and multistage venturi scrubbers or multistage double inlet downstream scrubbers on the recovery boiler470
		4.3.22	Collection of odorous gases and diffuse process SO ₂ emissions and combustion in the recovery boiler or washing in scrubbers479
4.3.24	Reduzierung des Energieverbrauchs (Energieeffizienz) 483	4.3.23	Measures to prevent uncontrolled operating conditions and to reduce the consequences of accidents.....481
4.3.25	Techniken zur Lärminderung..... 485	4.3.24	Reduction of energy consumption (energy efficiency)483
1.4	ZUKUNFTSTECHNIKEN 486	4.3.25	Techniques for noise reduction485
	5 MECHANISCHESUND CHEMOMECHANISCHES AUFSCHLUSSVERFAHREN..... 487	4.4	EMERGING TECHNIQUES486
5.1	ANGEWANDTE VERFAHREN UND TECHNIKEN 489		
5.1.1	Holzaufbereitung..... 489		
5.1.2	Herstellung von Holzschliff 489		
5.1.2.1	Schleifen 489		
5.1.3	Refiner-Holzstoffe..... 490		
5.1.4	Herstellung von thermomechanischem Holzstoff (TMP)..... 492		
5.1.5	Herstellung von chemothermomechanischem und chemomechanischem Holzstoff..... 493		
5.1.6	Sortieren und Reinigen... 495	5	MECHANICAL PULPING AND CHEMIMECHANICAL PULPING.....487
5.1.7	Bleiche von Holzstoffen. 496	5.1	APPLIED PROCESSES AND TECHNIQUES489
5.2	DERZEITIGE VERBRAUCHS- UND EMISSIONSWERTE..... 499		
5.2.1	Überblick über		

	Input/Output für die Herstellung von Holzstoff und chemomechanischem Holzstoff.....	499	5.1.1	Wood handling	489
			5.1.2	Groundwood pulping ..	489
			5.1.2.1	Grinding	489
5.2.2	Verbrauchs- und Emissionswerte aufgrund von Teilprozessen.....	501	5.1.3	Refiner mechanical pulps	490
5.2.2.1	Holzverbrauch.....	502	5.1.4	Thermomechanical pulping (TMP)	492
5.2.2.2	Wassereinsatz.....	502	5.1.5	Chemithermomechanical and chemimechanical pulping	493
5.2.2.3	Abwasser und Emissionen in Gewässer.....	503	5.1.6	Screening and cleaning	495
5.2.2.4	Emissionen in die Luft	511	5.1.7	Bleaching of mechanical pulps.....	496
5.2.2.5	Anfall von festem Abfall	513			
5.2.2.6	Chemikalienverbrauch	514			
5.2.2.7	Energieeinsatz	515			
5.2.2.8	Lärm	520			
5.3	BEI DER FESTLEGUNG DER BVT ZU BERÜCKSICHTIGENDE TECHNiken.....	521	5.2	CURRENT CONSUMPTION AND EMISSION LEVELS	499
5.3.1	Minderung der Emissionen vom Holzplatz	522	5.2.1	Overview of input/output for the production of mechanical and chemimechanical pulp.	499
5.3.2	Trockenentrindung	522	5.2.2	Consumption and emission levels arising from process units	501
5.3.3	Minimierung der Faserverluste bei der Entfernung von Verunreinigungen aus dem Prozess zur Herstellung von Holzstoff	522	5.2.2.1	Wood consumption..	502
5.3.4	Minimierung der Entsorgung von Prozessrückständen und Schlamm auf Deponien durch effiziente Entwässerung und Verbrennung mit Energierückgewinnung ..	523	5.2.2.2	Water use.....	502
5.3.5	Effizientes Waschen und Prozesskontrolle	525	5.2.2.3	Waste water and emissions to water ..	503
5.3.6	Wasserrückführung in Holzstoff- und Papierfabriken.....	526	5.2.2.4	Emissions to air	511
5.3.7	Substitution von NaOH durch Ca(OH) ₂ oder Mg(OH) ₂ als Alkali beim Peroxidbleichen	529	5.2.2.5	Solid waste generation	513
5.3.8	Behandlung des Abwassers von CTMP-Fabriken - Schließung der Wasserkreisläufe durch Eindampfung und Verbrennung der		5.2.2.6	Consumption of chemicals	514
			5.2.2.7	Energy use	515
			5.2.2.8	Noise.....	520
			5.3	TECHNIQUES TO CONSIDER IN THE DETERMINATION OF BAT	521
			5.3.1	Emission control from the wood yard.....	522
			5.3.2	Dry debarking	522
			5.3.3	Minimisation of fibre losses when removing impurities from the mechanical pulping process.....	522
			5.3.4	Minimisation of the disposal of process	

	Konzentrate	530			residues and sludge to landfill by efficient dewatering and incineration with energy recovery.....	523
5.3.9	Extensive Rückgewinnung von Sekundärwärme aus TMP- und CTMP-Refinern und Nutzung des zurückgewonnenen Dampfs zum Trocknen von Papier oder Holzstoff	534				
			5.3.5	Efficient washing and process control		525
			5.3.6	Water recirculation in pulp and paper mills....		526
			5.3.7	Substitution of NaOH by Ca(OH) ₂ or Mg(OH) ₂ as the alkali in peroxide bleaching.....		529
5.3.10	Emissionsoptimierte Verbrennung von festem Abfall und Energierückgewinnung	537	5.3.8	CTMP mill effluent treatment – closing up the water circuits by use of evaporation and burning of the concentrates		530
5.3.11	Verwendung von ausreichend großen Puffertanks zur Lagerung von konzentrierten oder heißen Prozessflüssigkeiten	539	5.3.9	Extensive recovery of secondary heat from TMP and CTMP refinern and reuse of recovered steam in paper or pulp drying		534
5.3.12	Aerobe biologische Abwasserbehandlung.....	540	5.3.10	Emission-optimised incineration of solid waste and energy recovery		537
5.4	ZUKUNFTSTECHNIKEN.....	545	5.3.11	Use of sufficiently large buffer tanks for the storage of concentrated or hot liquids from the process.....		539
5.4.1	Neue energieeffiziente Verfahren für TMP-Prozesse	545	5.3.12	Aerobic biological waste water treatment.....		540
5.4.2	Neue energieeffiziente Verfahren für gebleichten CTMP	546	5.4	EMERGING TECHNIQUES.....		545
5.4.3	Verwendung von Enzymen beim Zerfasern von TMP... 	546	5.4.1	New energy-efficient TMP processes		545
6	VERARBEITUNG VON ALTPAPIER.....	549	5.4.2	New energy-efficient bleached CTMP processes		546
6.1	ANGEWANDTE VERFAHREN UND TECHNIKEN.....	550	5.4.3	Use of enzymes during the refining of TMP		546
6.1.1	Sortieren, Handhabung und Lagerung von Altpapier	550	6	PROCESSING OF PAPER FOR RECYCLING.....		549
6.1.2	Wesentliche Prozesse.....	551	6.1	APPLIED PROCESSES AND TECHNIQUES		550
6.1.3	Beispiele für Systeme zur Verarbeitung von Altpapier ..	554	6.1.1	Sorting, handling and storage of paper for recycling.....		550
6.1.3.1	Packpapier und Karton.....	555	6.1.2	Major processes		551
6.1.3.2	Zeitungsdruck- und einfaches Schreib- und Druckpapier.....	556	6.1.3	Examples of systems for processing paper for recycling.....		554
6.1.3.3	Leichtes gestrichenes/satiniertes Papier	558	6.1.3.1	Packaging paper and board.....		555
6.1.3.4	Hygienepapier.....	558				
6.2	DERZEITIGE VERBRAUCHS- UND EMISSIONSWERTE FÜR ALTPAPIERVERARBEITENDE PAPIERFABRIKEN	561				
6.2.1	Überblick über Input/Output für die Herstellung von					

	Recyclingpapier 561	6.1.3.2	Newsprint and simple writing and printing paper556
6.2.2	Verbrauchs- und Emissionswerte aufgrund von einzelnen Teilprozessen 564	6.1.3.3	LWC/SC paper558
6.2.2.1	Verbrauch von Altpapier..... 564	6.1.3.4	Tissue paper.....558
6.2.2.2	Wassereinsatz und Abwassermenge 564		
6.2.2.3	Verwendung von chemischen Zusatzstoffen..... 569		
6.2.2.4	Energiebedarf..... 570		
6.2.2.5	Abwasseremissionen..... 575		
6.2.2.6	Anfall von festem Abfall 589		
6.2.2.7	Emissionen in die Luft 592		
6.2.2.8	Lärm und Vibrationen von Papiermaschinen 594		
6.3	BEI DER FESTLEGUNG DER BVT ZU BERÜCKSICHTIGENDE TECHNiken 595	6.2	CURRENT CONSUMPTION AND EMISSION LEVELS OF RCF-BASED PAPER MILLS561
6.3.1	Gute Betriebspraxis bei der Handhabung und Lagerung von Altpapier 596	6.2.1	Overview of input/output for the production of RCF paper.....561
6.3.2	Getrennthaltung von Sperrwasser und Kühlwasser von verunreinigtem Prozesswasser und Wiederverwendung des Wassers 598	6.2.2	Consumption and emission levels arising from individual process units.....564
6.3.3	Optimales Wassermanagement, Getrennthaltung und Führung von Wasserkreisläufen, Gegenstromführung und integrierte Wasserklärung..... 600	6.2.2.1	Consumption of paper for recycling564
6.3.4	Integrierte biologische Behandlung des Prozesswassers für geschlossene Wasserkreisläufe 604	6.2.2.2	Water use and waste water flow.....564
6.3.5	Abtrennung von Calcium aus Prozesswasser 607	6.2.2.3	Use of chemical additives569
6.3.6	Einbau eines Ausgleichsbeckens und Vorklärung von Abwasser . 609	6.2.2.4	Energy demand.....570
6.3.7	Anaerobe biologische Abwasservorbehandlung.... 609	6.2.2.5	Waste water emissions575
6.3.8	Aerobe biologische Abwasserbehandlung..... 616	6.2.2.6	Solid waste generation589
6.3.9	Kombinierte Ozonierung und Biofiltration 621	6.2.2.7	Emissions to air592
6.3.10	Beispiele für energiesparende Techniken 626	6.2.2.8	Noise and vibration from paper machines594
6.3.10.1	Hochkonsistenz	6.3	TECHNIQUES TO CONSIDER IN THE DETERMINATION OF BAT595
		6.3.1	Good housekeeping in handling and storage of paper for recycling596
		6.3.2	Separation of sealing and cooling water from contaminated process water and water reuse..598
		6.3.3	Optimal water management, water loop separation and arrangement, counter-

	erfaserung zur Stofflösung bei Altpapier ... 627		current flows and internal water clarification600
6.3.10.2	Energiesparende Sortiertechniken 628	6.3.4	In-line biological process water treatment for closed water loops604
6.3.10.3	Modernisierung der Stoffaufbereitungsanla- gen für verringerten Stromverbrauch und verringerte Emissionen 630	6.3.5	Removal of calcium from process waters607
6.3.11	Klärung von Kreislaufwasser 635	6.3.6	Installation of an equalisation basin and primary treatment of waste water.....609
6.3.12	Vermeidung und Entfernung von Biofilmen mit Methoden zur Minimierung von Biozidemissionen 637	6.3.7	Anaerobic biological waste water pretreatment609
6.3.13	Effektive Handhabung und Verarbeitung (Entwässerung) von Spuckstoffen und Schlamm vor Ort..... 639	6.3.8	Aerobic biological waste water treatment.....616
6.3.14	Umweltgerechte Verwertung der Rückstände und Energierückgewinnung 642	6.3.9	Combined ozonation and biofiltration621
6.4	ZUKUNFTSTECHNIKEN 657	6.3.10	Examples of energy- saving techniques626
	7 PAPIERHERSTELLUNG UND VERWANDTE PROZESSE 659	6.3.10.1	High consistency pulp for disintegrating paper for recycling into separated fibre627
7.1	ANGEWANDTE VERFAHREN UND TECHNIKEN 660	6.3.10.2	Energy-saving screening techniques628
7.1.1	Stoffaufbereitung..... 660	6.3.10.3	Upgrade of stock preparation plants for decreased electricity consumption and emissions630
7.1.2	Papiermaschine..... 661	6.3.11	Clarification of white water.....635
7.1.3	Wasserkreisläufe und Faserrückgewinnung 663	6.3.12	Prevention and elimination of biofilms by using methods that minimise emissions of biocides637
7.1.4	Ausschusssystem..... 665	6.3.13	Effective reject and sludge handling and processing (dewatering) on site.....639
7.1.5	Leimen (optional)..... 666	6.3.14	Environmentally sound residue utilisation and energy recovery.....642
7.1.6	Streichen (optional)..... 667	6.4	EMERGING TECHNIQUES.....657
7.1.7	Färben von Papier (optional) 668		
7.1.8	Zugabe von Chemikalien669		
7.1.9	Kalandrierung (optional) 669		
7.1.10	Aufrollen/Schneiden/Versand 670		
7.1.11	Beispiele für nicht integrierte Papierfabriken in Europa 670		
7.1.11.1	Ungestrichene holzfreie Druck- und Schreibpapiere		

	671		
7.1.11.2	Gestrichene holzfreie Druck- und Schreibpapiere 671	7	PAPERMAKING AND RELATED PROCESSES659
7.1.11.3	Hygienepapier 672	7.1	APPLIED PROCESSES AND TECHNIQUES660
7.1.11.4	Spezialpapier 674	7.1.1	Stock preparation660
7.1.11.5	Kartons 677	7.1.2	Paper machine661
7.2	DERZEITIGE VERBRAUCHS- UND EMISSIONSWERTE FÜR PAPIERFABRIKEN..... 678	7.1.3	Water circuits and fibre recovery.....663
7.2.1	Überblick über Input/Output für die Herstellung von Papier und Karton..... 678	7.1.4	Broke system.....665
7.2.2	Verbrauchs- und Emissionswerte..... 682	7.1.5	Sizing (optional).....666
7.2.2.1	Verbrauch der wichtigsten Rohstoffe..... 683	7.1.6	Coating (optional)667
7.2.2.2	Wassereinsatz..... 683	7.1.7	Dyeing of paper (optional)668
7.2.2.3	Verwendung von chemischen Zusatzstoffen 687	7.1.8	Addition of chemicals .669
7.2.2.4	Energiebedarf 689	7.1.9	Calendering (optional) 669
7.2.2.5	Abwasser und Emissionen in Abwasser..... 696	7.1.10	Reeling/cutting/dispatch670
7.2.2.6	Anfall von festem Abfall 711	7.1.11	Examples of non- integrated paper mills in Europe670
7.2.2.7	Emissionen in die Luft 713	7.1.11.1	Uncoated wood-free printing and writing papers671
7.2.2.8	Lärm von Papiermaschinen (lokal) 715	7.1.11.2	Coated wood-free printing and writing paper671
7.3	BEI DER FESTLEGUNG DER BVT ZU BERÜCKSICHTIGENDE TECHNIKEN..... 717	7.1.11.3	Tissue paper.....672
7.3.1	Wassermanagement und Minimierung des Wassereinsatzes für verschiedene Papiersorten .. 718	7.1.11.4	Speciality paper674
7.3.2	Kontrolle potentieller negativer Nebenwirkungen durch das Schließen von Wasserkreisläufen 720	7.1.11.5	Paperboards677
7.3.3	Integrierte Behandlung von Kreislaufwasser mittels Membranfiltration und Recycling des behandelten Prozesswassers ... 723	7.2	CURRENT CONSUMPTION AND EMISSION LEVELS OF PAPER MILLS678
7.3.4	Effiziente Rückgewinnung von Fasern und Füllstoffen und Ausschusssystem ... 728	7.2.1	Overview of input/output for the production of paper and board.....678
		7.2.2	Consumption and emission levels682
		7.2.2.1	Consumption of major raw materials683
		7.2.2.2	Water use683
		7.2.2.3	Use of chemical additives687
		7.2.2.4	Energy demand.....689
		7.2.2.5	Waste water and emissions to waste water696
		7.2.2.6	Solid waste generation711
		7.2.2.7	Emissions to air713
		7.2.2.8	Noise from paper machines (local)715

7.3.5	Rückgewinnung von Streichfarben/Recycling von Pigmenten 730	7.3	TECHNIQUES TO CONSIDER IN THE DETERMINATION OF BAT717
7.3.6	Vorbehandlung von Abwässern, die Streichfarben enthalten 735	7.3.1	Water management and minimising water usage for different paper grades718
7.3.7	Optimale Auslegung und Konstruktion von Behältern und Bütten 736	7.3.2	Control of potential negative side effects from closing water circuits ..720
7.3.8	Messung und Automation .. 738	7.3.3	Internal treatment of white water by use of membrane filtration and recycling of treated process water...723
7.3.9	Verwendung von Chemikalien 740	7.3.4	Efficient fibre and filler recovery and broke system728
7.3.10	Einbau eines Ausgleichsbeckens und Vorklärung von Abwasser . 740	7.3.5	Recovery of coating colours/recycling of pigments730
7.3.11	Aerobe biologische Abwasserbehandlung..... 741	7.3.6	Pretreatment of effluents which contain coating colours.....735
7.3.12	Dritte Abwasserreinigungsstufe - chemische Fällung..... 746	7.3.7	Optimum design and construction of tanks and chests.....736
7.3.13	Entwässerung und Eindickung von Schlamm vor der endgültigen Entsorgung oder Verbrennung 748	7.3.8	Measurement and automation.....738
7.3.14	Vermeidung, Wiederverwendung, Recycling und Behandlung von Prozessrückständen 750	7.3.9	Use of chemicals740
7.3.15	Energiesparen bei der Papierherstellung 750	7.3.10	Installation of an equalisation basin and primary treatment of waste water.....740
7.3.15.1	Optimierung der Entwässerung in der Presspartie der Papiermaschine (Schuhpresse) ... 755	7.3.11	Aerobic biological waste water treatment.....741
7.3.15.2	Einsatz hocheffizienter Refiner oder Optimierung bestehender Refiner758	7.3.12	Tertiary waste water treatment - chemical precipitation746
7.3.15.3	Rückgewinnung von Dampfkondensaten und Einsatz wirksamer Systeme zur Rückgewinnung der Abwärme aus der Abluft 759	7.3.13	Dewatering and thickening of sludge before final disposal or incineration748
7.3.16	Maßnahmen zur Lärmreduzierung..... 762	7.3.14	Prevention, reuse, recycling and treatment of process residues750
7.4	ZUKUNFTSTECHNIKEN 768	7.3.15	Energy saving in papermaking.....750
7.4.1	Papierfabriken mit minimalem Abwasseranfall -	7.3.15.1	Optimisation of dewatering in the press section of the paper machine (wide nip press)755

	optimierte Auslegung von Wasserkreisläufen und Techniken für die dritte Abwasserreinigungsstufe	770	7.3.15.2	Use of high efficiency refiners or optimisation of existing refiners...	758
			7.3.15.3	Steam condensate recovery and use of efficient exhaust air heat recovery systems	759
7.4.2	Hochkonsistenzpapierherstellung (schlanke Wasserverarbeitung)	772	7.3.16	Measures for noise reduction	762
7.4.3	Wärmerückgewinnung mit Wärmepumpen	774			
7.4.4	Ansätze für das integrale Management für einen ganzen Standort	775			
8	SCHLUSSFOLGERUNGEN ZU DEN BESTEN VERFÜGBAREN TECHNIKEN (BVT)	777			
	ANWENDUNGSBEREICH	777	7.4	EMERGING TECHNIQUES	768
	ALLGEMEINE ERWÄGUNGEN....	777	7.4.1	Minimum effluent paper mills - optimised design of water loops and advanced waste water treatment techniques	770
	MIT BVT ASSOZIIERTE EMISSIONSWERTE	778	7.4.2	High-consistency papermaking (lean water processing)	772
	MITTELUNGSZEITRÄUME FÜR EMISSIONEN IN GEWÄSSER	778	7.4.3	Heat recovery with heat pumps	774
	REFERENZBEDINGUNGEN FÜR LUFTEMISSIONEN	778	7.4.4	Total site integration tools	775
	MITTELUNGSZEITRÄUME FÜR EMISSIONEN IN DIE LUFT.....	779			
	DEFINITIONEN	779			
8.1	ALLGEMEINE BVT-SCHLUSSFOLGERUNGEN FÜR DIE ZELLSTOFF- UND PAPIERINDUSTRIE	782	8	BEST AVAILABLE TECHNIQUES (BAT)	
8.1.1	Umweltmanagementsystem..	782	CONCLUSIONS	777	
8.1.2	Materialmanagement und gute Betriebspraxis	783	SCOPE	777	
8.1.3	Frisch- und Abwassermanagement	784	GENERAL CONSIDERATIONS	777	
8.1.4	Energieverbrauch und -effizienz	785	EMISSION LEVELS ASSOCIATED WITH BAT	778	
8.1.5	Geruchsemissionen	786	AVERAGING PERIODS FOR EMISSIONS TO WATER	778	
8.1.6	Überwachung wesentlicher Prozessparameter sowie der Emissionen in Gewässer und in die Luft	787	REFERENCE CONDITIONS FOR AIR EMISSIONS.....	778	
8.1.7	Abfallwirtschaft	789	AVERAGING PERIODS FOR EMISSIONS TO AIR	779	
8.1.8	Emissionen in Gewässer	789	DEFINITIONS.....	779	
8.1.9	Lärmemissionen.....	790	8.1	GENERAL BAT CONCLUSIONS FOR THE PULP AND PAPER INDUSTRY	782
8.1.10	Stilllegung.....	791	8.1.1	Environmental management system	782
8.2	BVT-SCHLUSSFOLGERUNGEN FÜR DEN SULFATZELLSTOFFPROZESS	792			

8.2.1	Abwasser und Emissionen in Gewässer..... 792	8.1.2	Materials management and good housekeeping783
8.2.2	Emissionen in die Luft..... 793	8.1.3	Water and waste water management784
8.2.2.1	Reduzierung der Emissionen von Stark- und Schwachgasen 793	8.1.4	Energy consumption and efficiency.....785
8.2.2.2	Reduzierung der Emissionen aus Ablaugekesseln 794	8.1.5	Emissions of odour786
8.2.2.3	Reduzierung der Emissionen aus Kalköfen 796	8.1.6	Monitoring of key process parameters and of emissions to water and air787
8.2.2.4	Reduzierung der Emissionen aus einem Brenner für Starkgase (spezieller Geruchsgaskessel) .. 798	8.1.7	Waste management789
8.2.3	Abfallaufkommen..... 799	8.1.8	Emissions to water789
8.2.4	Energieverbrauch und -effizienz..... 799	8.1.9	Emissions of noise790
8.3	BVT-SCHLUSSFOLGERUNGEN FÜR DEN SULFITZELLSTOFFPROZESS 800	8.1.10	Decommissioning791
8.3.1	Abwasser und Emissionen in Gewässer 800	8.2	BAT CONCLUSIONS FOR KRAFT PULPING PROCESS792
8.3.2	Emissionen in die Luft ... 802	8.2.1	Waste water and emissions to water.....792
8.3.3	Energieverbrauch und -effizienz..... 804	8.2.2	Emissions to air.....793
8.4	BVT-SCHLUSSFOLGERUNGEN FÜR DIE HERSTELLUNG VON HOLZSTOFF UND CHEMOMECHANISCHEM HOLZSTOFF805 8.4.1	8.2.2.1	Reduction of emissions in strong and weak odorous gases793
	Abwasser und Emissionen in Gewässer ... 805	8.2.2.2	Reduction of emissions from a recovery boiler794
	8.4.2 Energieverbrauch und -effizienz 806	8.2.2.3	Reduction of emissions from a lime kiln796
8.5	BAT-SCHLUSSFOLGERUNGEN FÜR DIE VERARBEITUNG VON ALTPAPIER 807	8.2.2.4	Reduction of emissions from a burner for strong odorous gases (dedicated TRS burner)798
8.5.1	Materialmanagement 807	8.2.3	Waste generation.....799
8.5.2	Abwasser und Emissionen in Gewässer 807	8.2.4	Energy consumption and efficiency.....799
8.5.3	Energieverbrauch und -effizienz..... 809	8.3	BAT CONCLUSIONS FOR THE SULPHITE PULPING PROCESS.800
8.6	BVT-SCHLUSSFOLGERUNGEN FÜR DIE PAPIERHERSTELLUNG UND FÜR VERWANDTE PROZESSE..... 810	8.3.1	Waste water and emissions to water.....800
8.6.1	Abwasser und Emissionen in Gewässer 810	8.3.2	Emissions to air.....802
		8.3.3	Energy consumption and efficiency.....804
		8.4	BAT CONCLUSIONS FOR MECHANICAL PULPING AND CHEMIMECHANICAL PULPING805

8.6.2	Emissionen in die Luft ...	812	8.4.1	Waste water and emissions to water.....	805
8.6.3	Abfallaufkommen.....	812	8.4.2	Energy consumption and efficiency.....	806
8.6.4	Energieverbrauch und -effizienz.....	813			
8.7	BESCHREIBUNG DER TECHNIKEN	814	8.5	BAT CONCLUSIONS FOR PROCESSING PAPER FOR RECYCLING	807
8.7.1	Beschreibung von Techniken zur Vermeidung und Verminderung der Emissionen in die Luft.	814	8.5.1	Materials management	807
8.7.1.1	Staub	814	8.5.2	Waste water and emissions to water.....	807
8.7.1.2	NO _x	814	8.5.3	Energy consumption and efficiency.....	809
8.7.1.3	Vermeidung und Kontrolle von SO ₂ /TRS-Emissionen	815	8.6	BAT CONCLUSIONS FOR PAPERMAKING AND RELATED PROCESSES.....	810
8.7.2	Beschreibung von Techniken zur Reduzierung des Frischwassereinsatzes/der Abwassermenge und der Schadstoffbelastung des Abwassers	816	8.6.1	Waste water and emissions to water.....	810
8.7.2.1	Prozessintegrierte Techniken.....	816	8.6.2	Emissions to air.....	812
8.7.2.2	Abwasserbehandlung ..	820	8.6.3	Waste generation.....	812
8.7.3	Beschreibung der Techniken zur Abfallvermeidung und Abfallwirtschaft.....	821	8.6.4	Energy consumption and efficiency.....	813
	9 SCHLUSSBEMERKUNGEN UND EMPFEHLUNGEN FÜR ZUKÜNFTIGE ARBEIT.....	823	8.7	DESCRIPTION OF TECHNIQUES	814
10	ANHÄNGE	827	8.7.1	Description of techniques for the prevention and control of emissions to air	814
10.1	ANHANG I: BESTIMMUNG DER EMISSIONEN FÜR SPEZIFISCHE ABWASSEREINLEITUNGEN AUS INTEGRIERTEN ZELLSTOFFFABRIKEN UND/ODER ZUR HERSTELLUNG MEHRERER PRODUKTE AUSGELEGTER FABRIKEN	827	8.7.1.1	Dust	814
10.2	ANHANG II: SCHWANKUNGEN VON EMISSIONEN IM LAUFE DER ZEIT	831	8.7.1.2	NO _x	814
10.2.1	Schwankung von Emissionen während verschiedener Referenzzeiträume.....	831	8.7.1.3	SO ₂ /TRS emissions prevention and control	815
10.2.2	Gründe für Emissionsschwankungen und Gegenmaßnahmen...	834	8.7.2	Description of techniques to reduce fresh water use/waste water flow and the pollution load in waste water.....	816
			8.7.2.1	Process-integrated techniques	816
			8.7.2.2	Waste water treatment	820
			8.7.3	Description of techniques for waste generation prevention and waste management	821

GLOSSAR.....	837	9 CONCLUDING REMARKS AND RECOMMENDATIONS FOR FUTURE WORK.....	823
I. ISO-LÄNDERCODES.....	837	10 ANNEXES	827
II. ENHEITEN UND UMRECHNUNGSFAKTORE N.....	838	10.1 ANNEX I: DETERMINATION OF EMISSIONS FOR SPECIFIC WASTE WATER DISCHARGES FROM INTEGRATED CHEMICAL PULP MILLS AND/OR MULTIPRODUCT MILLS	827
III. CHEMISCHE ELEMENTE.....	839	10.2 ANNEX II: VARIATIONS OF EMISSIONS OVER TIME	831
IV. IN DIESEM DOKUMENT HÄUFIG VERWENDETE CHEMISCHE FORMELN	839	10.2.1 Variation of emissions during different reference periods.....	831
V. AKRONYME UND DEFINITIONEN	840	10.2.2 Reasons for variations of emissions and counteractions	834
DEFINITIONEN DER ZELLSTOFF- UND PAPIERSORTEN NACH CEPI.....	850		
LITERATUR / QUELLENANGABEN	853		

GLOSSARY.....	837
I. ISO COUNTRY CODES	837
II. UNITS AND CONVERSION FACTORS	838
III. CHEMICAL ELEMENTS	839
IV. CHEMICAL FORMULAE COMMONLY USED IN THIS DOCUMENT	839
V. ACRONYMS AND DEFINITIONS 	840
PULP AND PAPER GRADE DEFINITIONS ACCORDING TO CEPI.....	850

REFERENCES.....	853
------------------------	------------

TITLE: BEST AVAILABLE TECHNIQUES (BAT) REFERENCE DOCUMENT FOR THE PRODUCTION OF PULP, PAPER AND BOARD	867
--	------------

List of figures

Figure 1.1:	Paper consumption by region in 2007	3
Figure 1.2:	The papermaking process	5
Figure 1.3:	Pulp production by region in 2008	7
Figure 1.4:	Total pulp production by grade in Europe in 2008 (CEPI-associated countries).....	8
Figure 1.5:	Pulp production by grade in Europe (CEPI-associated countries).....	9
Figure 1.6:	Geographical and size distribution across Europe for pulp mills.....	9
Figure 1.7:	Number of pulp mills by volume in Europe in 1998 and 2008 (CEPI-associated European countries)	10
Figure 1.8:	Trade flows of pulp to and from CEPI-associated European countries in 2008	11
Figure 1.9:	Utilisation of paper for recycling of 18 CEPI-associated countries in 2008.....	11
Figure 1.10:	Trade flows of paper for recycling to and from Europe in 2008.....	12
Figure 1.11:	Paper production by region in the global context in 2008	13
Figure 1.12:	An overview of the distribution of the paper manufacturing industry across Europe for 18 CEPI-associated countries (2008).....	14
Figure 1.13:	Number of paper mills by volume in Europe in 2008.....	16
Figure 1.14:	Number of paper mills by volume in CEPI-associated countries 1998 and 2008.....	16
Figure 1.15:	Trade flows of paper to and from Europe in 2008 (95 % of production for CEPI-associated European countries).....	17
Figure 1.16:	Classification of pulp and paper mills in Europe for this document including the relevant chapters for those mills	19
Figure 1.17:	Typical variation of prices for market pulp	22
Figure 1.18:	Total employment evolution in Europe (CEPI-associated countries) 1991 – 2008	23
Figure 1.19:	Manufacturing cost structure for the European pulp and paper industry in 2009	24
Figure 1.20:	Evolution of specific consumption and emissions (kg pollutant/t of product) in the European pulp and paper industry from 1990 to 2008.....	26
Figure 1.21:	Evolution of the absolute consumption and emissions in the European pulp and paper industry from 1990 to 2008	27
Figure 1.22:	Aerial view of an integrated kraft pulp, mechanical pulp and paper site with a power plant and a waste water treatment plant.....	27
Figure 1.23:	Raw materials consumption in papermaking in CEPI-associated countries 1991 – 2008 ...	28
Figure 1.24:	Non-fibrous material consumption in CEPI-associated countries 1991 – 2008	29
Figure 1.25:	Shares of primary energy consumption in the European pulp and paper industry in 2008..	30
Figure 2.1:	Overview of the different processes in a multiproduct mill and where they are described in this document.....	37
Figure 2.5:	Example: Chip pile with concrete paving at M-real Hallein AG.....	64
Figure 2.6:	Raw material consumption of paper and board in relation to world paper production in 2005 (volume shares).....	66
Figure 2.7:	Market share of speciality chemicals for world paper and board production (dry volume shares).....	67
Figure 2.8:	Fate of chemical additives in the paper manufacturing process for biocides.....	68
Figure 2.9:	Options for use and discharge of cooling water.....	74
Figure 2.10:	Schematic overview of subsystems to consider when comparing energy balances of pulp and paper mills.....	78
Figure 2.11:	Water-steam cycle of an installation with pure steam generation.....	90
Figure 2.12:	Example of a CHP plant at a pulp/paper mill	91
Figure 2.13:	Example of a CCGT unit as a CHP producing unit at a mill with both a back-pressure steam turbine and a saturated steam circuit	92
Figure 2.14:	Different concepts of biological waste water treatment applications for different paper grades and simplistic trends of the organic loads	101
Figure 2.15:	Main processes for the treatment of pulp and paper mill waste water and the ranges of suitable application	102
Figure 3.1:	Overview of the main processes of a kraft pulp mill	214
Figure 3.2:	Example of a continuous digester	217
Figure 3.3:	Recovery circuit of chemicals for a kraft mill	223
Figure 3.4:	Mass stream overview of input and output of a kraft pulp mill	230
Figure 3.5:	Specific waste water flow of bleached kraft pulp mills	235
Figure 3.6:	Specific waste water flow of unbleached kraft pulp mills	236
Figure 3.7:	Emissions to water from a kraft pulp mill	237
Figure 3.8:	Specific AOX emissions from bleached kraft pulp mills.....	241
Figure 3.9:	Short-term averages of AOX emissions from bleached kraft pulp mills	241
Figure 3.10:	Specific emissions of total phosphorus from bleached kraft pulp mills	243

Figure 3.11:	Specific emissions of total phosphorus from unbleached kraft pulp mills.....	243
Figure 3.12:	Short-term averages of tot-P emissions from bleached and unbleached kraft pulp mills ..	244
Figure 3.13:	Specific emissions of total nitrogen from bleached kraft pulp mills.....	245
Figure 3.14:	Specific emissions of total nitrogen from unbleached kraft pulp mills.....	245
Figure 3.15:	Short-term averages of tot-N emissions from bleached and unbleached kraft pulp mills..	246
Figure 3.16:	Specific emissions of total suspended solids from bleached kraft pulp mills after biological treatment and biomass removal	247
Figure 3.17:	Specific emissions of total suspended solids from unbleached kraft pulp mills after biological treatment and biomass removal	248
Figure 3.18:	Short-term averages of TSS emissions from bleached and unbleached kraft pulp mills ...	248
Figure 3.19:	Specific COD emissions from bleached kraft pulp mills after biological treatment	249
Figure 3.20:	Specific COD emissions from unbleached kraft pulp mills after biological treatment.....	250
Figure 3.21:	Short-term COD emissions from bleached and unbleached kraft pulp mills.....	250
Figure 3.22:	Short-term BOD emissions from bleached and unbleached kraft pulp mills.....	251
Figure 3.23:	Emissions to air from kraft pulp mills	252
Figure 3.24:	Principal chemical reactions in a recovery boiler	254
Figure 3.25:	Simplified nitrogen reaction paths from black liquor	255
Figure 3.26:	NO _x loads from recovery boilers in kraft pulp mills	257
Figure 3.27:	NO _x concentrations from recovery boilers in kraft pulp mills	258
Figure 3.28:	Example of the particle size distribution of dust from recovery boilers measured upstream of the electrostatic precipitators	259
Figure 3.29:	Total S emission load (as kg S/ADt) from major processes (recovery boiler, lime kiln, NCG burner) including uncollected or untreated weak gases.....	265
Figure 3.30:	Total NO _x emission load (as NO ₂ /ADt) from major processes (recovery boiler, lime kiln, NCG burner).....	267
Figure 4.1:	Process flow of a sulphite mill producing speciality pulp and various products based on the conversion of the spent sulphite liquor	386
Figure 4.2:	Production scheme of a neutral sulphite semi-chemical mill (300 000 t/yr) with chemical and energy recovery units.....	388
Figure 4.3:	Aerial view of an integrated sulphite pulp mill producing coated fine paper including the power plant (centre) and the waste water treatment plant (back right)	388
Figure 4.4:	Main processes for the manufacturing of magnesium sulphite pulp showing the fibre line operations and the chemical and energy recovery	389
Figure 4.5:	Typical fibre line of a sulphite pulp mill manufacturing pulp for papermaking	390
Figure 4.6:	Example of a wash filter (left) and a wash press (right) in brown stock washing	392
Figure 4.7:	Pressure screens for final screening.....	395
Figure 4.8:	Recovery cycles of chemicals and energy for a magnesium-based sulphite mill	396
Figure 4.9:	Basic principle of the flow of pulp and spent liquor in mills applying the biorefinery concept.....	397
Figure 4.10:	Scheme of the manufacture of fodder yeast and separation of lignosulphonates from the spent sulphite liquor.....	398
Figure 4.11:	Preparation of chlorine dioxide by the Kesting method.....	400
Figure 4.12:	Mass stream overview of the inputs and outputs of a sulphite pulp mill	402
Figure 4.13:	Major sources of emissions to water from sulphite pulping	408
Figure 4.14:	Waste water discharged (yearly averages) from different sulphite pulp mills	409
Figure 4.15:	Yearly averages of specific COD loads from sulphite pulp mills (excluding NSSC).....	410
Figure 4.16:	Yearly averages of specific COD loads from NSSC pulp mills	411
Figure 4.17:	Short-term averages of COD emissions from sulphite pulp mills	413
Figure 4.18:	Short-term averages of BOD emissions from sulphite pulp mills	413
Figure 4.19:	Yearly averages of specific TSS loads from sulphite pulp mills (excluding NSSC)	414
Figure 4.20:	Yearly averages of TSS emissions from NSSC pulp mills	414
Figure 4.21:	Short-term averages of TSS emissions from sulphite pulp mills.....	415
Figure 4.22:	Yearly averages of tot-P emissions from sulphite pulp mills (excluding NSSC)	416
Figure 4.23:	Yearly averages of tot-P emissions from NSSC pulp mills	416
Figure 4.24:	Short-term averages of tot-P emissions from sulphite pulp mills	417
Figure 4.25:	Yearly averages of tot-N emissions from sulphite pulp mills (excluding NSSC).....	417
Figure 4.26:	Yearly averages of tot-N emissions from NSSC pulp mills	418
Figure 4.27:	Short-term averages of tot-N emissions from sulphite pulp mills	419
Figure 4.28:	Yearly averages of AOX loads from sulphite pulp mills (excluding NSSC).....	420
Figure 4.29:	Short-term averages of AOX emissions from sulphite pulp mills	421
Figure 4.30:	Example of the collection of sulphur dioxide-containing and odorous gases and their treatment.....	422

Figure 4.31:	Example of SO ₂ emissions from recovery boilers for 'normal operation' and 'acid operation mode'.....	424
Figure 4.32:	SO ₂ emissions from the recovery boiler	425
Figure 4.33:	SO ₂ emissions from the recovery boiler as short-term averages.....	425
Figure 4.34:	Dust emissions from the recovery boiler as yearly averages	426
Figure 4.35:	NO _x emissions from the recovery boiler as yearly averages	427
Figure 4.36:	NO _x emissions from the recovery boiler as short-term averages	427
Figure 4.37:	CO emissions from the recovery boiler as yearly averages	428
Figure 4.38:	CO emissions from the recovery boiler as short-term averages.....	429
Figure 5.1:	Main steps in mechanical pulping.....	508
Figure 5.2:	Flow scheme for a pressure groundwood process mill	509
Figure 5.3:	Schematic of the TMP process and emissions	512
Figure 5.4:	Schematic of the main unit operations of the CTMP process	514
Figure 5.5:	Modern high-consistency peroxide bleaching system in a SGW pulp-based LWC paper mill.....	517
Figure 5.6:	Mass stream overview of an integrated mechanical pulp and paper mill	519
Figure 5.7:	Specific waste water discharge from individual mechanical and chemimechanical pulp and paper mills.....	523
Figure 5.8:	Sources of emissions to water from a CTMP mill	524
Figure 5.9:	Yearly averages of specific COD loads from individual mechanical and chemimechanical pulp mills	526
Figure 5.10:	Short-term averages of BOD emissions from mechanical pulp mills	527
Figure 5.11:	Yearly averages of specific TSS loads from individual mechanical and chemimechanical pulp mills	528
Figure 5.12:	Yearly averages of tot-P loads from individual mechanical and chemimechanical pulp mills	529
Figure 5.13:	Short-term averages of tot-P emissions from mechanical pulp mills.....	529
Figure 5.14:	Yearly averages of tot-N loads from individual mechanical and chemimechanical pulp mills	530
Figure 5.15:	Short-term averages of tot-N emissions from mechanical pulp mills	530
Figure 5.16:	Yearly averages of AOX loads from individual mechanical and chemimechanical pulp mills	531
Figure 5.17:	Emissions to the atmosphere from CTMP mills	532
Figure 6.1:	Flowsheet of an example stock preparation plant for processing paper for recycling for case-making material (two-ply Testliner)	553
Figure 6.2:	Example of an overall plant concept for Testliner (two-loop system)	556
Figure 6.3:	Example of an overall plant concept for (improved) newsprint, SC or LWC paper.....	558
Figure 6.4:	Example of an overall plant concept for a paper for recycling preparation plant for tissue paper	561
Figure 6.5:	Mass stream overview of an integrated mill for processing paper for recycling	563
Figure 6.6:	Basic flow chart of the paper and board production processing paper for recycling	567
Figure 6.7:	Example of water circuits for an integrated RCF mill for corrugated medium without deinking	568
Figure 6.8:	Example of an optimised stock-water system for the integrated production of deinked pulp.....	568
Figure 6.9:	Specific waste water flow of European RCF paper mills without deinking	570
Figure 6.10:	Specific waste water flow of European RCF paper mills with deinking	571
Figure 6.11:	Specific energy consumption of a newsprint mill for processing paper for recycling	577
Figure 6.12:	Specific COD load as a yearly average after waste water treatment from mills processing paper for recycling without deinking	579
Figure 6.13:	Specific COD load as a yearly average after waste water treatment from mills processing paper for recycling with deinking	580
Figure 6.14:	Short-term averages of COD emissions from mills processing paper for recycling without deinking	581
Figure 6.15:	Daily COD loads over one year from a mill processing paper for recycling with deinking (RCF DE 18).....	581
Figure 6.16:	Short-term averages of BOD emissions from mills processing paper for recycling without deinking	582
Figure 6.17:	Daily BOD concentrations over one year from a mill processing paper for recycling with deinking (RCF DE 18).....	583
Figure 6.18:	Specific tot-P load as a yearly average after waste water treatment from mills processing paper for recycling without deinking, with indication of waste water flow.....	584

Figure 6.19:	Specific tot-P load as a yearly average after waste water treatment from mills processing paper for recycling with deinking	584
Figure 6.20:	Short-term averages of tot-P emissions from mills processing paper for recycling without deinking	585
Figure 6.21:	Daily tot-P concentrations over one year from a mill processing paper for recycling with deinking (RCF DE 18).....	585
Figure 6.22:	Specific tot-N or TN _b load as a yearly average after waste water treatment from mills processing paper for recycling without deinking	586
Figure 6.23:	Specific tot-N or TN _b load as a yearly average after waste water treatment of mills processing paper for recycling with deinking	587
Figure 6.24:	Short-term averages of tot-N emissions from mills processing paper for recycling without deinking	587
Figure 6.25:	Daily tot-N concentrations over one year from a mill processing paper for recycling with deinking (RCF DE 18).....	588
Figure 6.26:	Specific load of suspended solids as a yearly average after waste water treatment of mills processing paper for recycling without deinking	589
Figure 6.27:	Specific load of suspended solids as a yearly average after waste water treatment of mills processing paper for recycling with deinking	589
Figure 6.28:	Annual averages of AOX loads for individual mills processing paper for recycling without deinking	590
Figure 7.1:	Key features of a twin wire paper machine	661
Figure 7.2:	Paper machine heat recovery system	662
Figure 7.3:	Simplified scheme of water and stock streams in a paper mill	664
Figure 7.4:	Possible layout of a broke system in a paper mill manufacturing coated paper	666
Figure 7.5:	Example of two different calenders: supercalender and machine calender	670
Figure 7.6:	CWP tissue process with conventional Yankee dryer.....	672
Figure 7.7:	TAD tissue process with two TAD drying cylinders and Yankee dryer.....	673
Figure 7.8:	A patented hybrid tissue-making process	673
Figure 7.9:	Mass stream overview of a paper mill	678
Figure 7.10:	Positions of fresh water demand in a paper mill.....	684
Figure 7.11:	Typical water flow chart for a non-integrated tissue mill using virgin pulp.....	686
Figure 7.12:	Difference in water consumption on two similar tissue machines due to colour changes .	687
Figure 7.13:	Examples of specific waste water discharge from non-integrated European paper mills (excluding speciality paper).....	699
Figure 7.14:	Examples of specific waste water flow from non-integrated European speciality paper mills	700
Figure 7.15:	Examples of specific COD emissions as a yearly average after waste water treatment from non-integrated European paper mills (excluding speciality paper).....	701
Figure 7.16:	Daily COD loads over one year from a German non-integrated tissue paper mill	702
Figure 7.17:	Examples of specific COD emissions as a yearly average after waste water treatment from non-integrated European speciality paper mills	703
Figure 7.18:	Daily COD loads over one year from a non-integrated speciality paper mill (Speciality DE 4)	704
Figure 7.19:	Short-term averages of BOD emissions from non-integrated European speciality paper mills	705
Figure 7.20:	Examples of specific TSS emissions as a yearly average after waste water treatment from non-integrated European paper mills (excluding speciality paper).....	706
Figure 7.21:	Examples of specific TSS emissions as a yearly average after waste water treatment from non-integrated European speciality paper mills	707
Figure 7.22:	Examples of specific tot-P emission load as a yearly average after waste water treatment from non-integrated European paper mills (excluding speciality paper).....	708
Figure 7.23:	Examples of specific tot-P emission load as a yearly average after waste water treatment from non-integrated European speciality paper mills	709
Figure 7.24:	Short-term averages of tot-P emissions from non-integrated European speciality paper mills	709
Figure 7.25:	Examples of specific tot-N emission load as a yearly average after waste water treatment from non-integrated European paper mills (excluding speciality paper).....	710
Figure 7.26:	Examples of specific tot-N emission load as a yearly average after waste water treatment from non-integrated European speciality paper mills	711
Figure 7.27:	Short-term averages of tot-N emissions from non-integrated European speciality paper mills	711
Figure 10.1:	Example of an integrated pulp and paper mill: the production and supporting processes at Rauma mills	835

Figure 10.2: Allocation of the emissions from a joint waste water treatment plant at the Rauma integrated mill site that includes a chemical pulp mill and a paper mill	836
Figure 10.3: COD and BOD emission data after biological treatment expressed as daily, monthly and yearly means	837

List of tables

Table 1.1:	Functional uses of paper and board	1
Table 1.2:	Consumption of paper per capita and by country in 2008	2
Table 1.3:	Total production in 2008 for the major types of pulps manufactured in Europe (CEPI area) and the share of integrated production/market pulp	8
Table 1.4:	Electricity consumption in CEPI-associated countries 2005 – 2007	29
Table 2.1:	Examples of sampling periods for the relevant pollutants	44
Table 2.2:	Example of the frequency of analysis of the relevant waste water parameters in pulp and paper mills of several countries	46
Table 2.3:	Parameters measured and analytical methods used in three example countries	47
Table 2.4:	Continuous and periodic monitoring of process emissions from kraft pulp mills in five example Member States	54
Table 2.5:	Continuous and periodic monitoring of the atmospheric emissions of combustion plants in five example Member States	55
Table 2.6:	Measurement methods by compound and source for atmospheric emissions applied at pulp and paper mills (situation in Finland)	57
Table 2.7:	Reference oxygen levels for different combustion plants in selected countries	58
Table 2.8:	Gaseous sulphuric emissions as S from point and non-point sources from Swedish market kraft pulp mills	61
Table 2.9:	Specific energy consumption directly used in the manufacturing process and the production-related ancillary installations of some example pulp and paper mills	79
Table 2.10:	Assessment of subsystems with regard to their relevance for energy consumption	82
Table 2.11:	Typical energy consumption values of general mill services	84
Table 2.12:	Key figures for different CHP plant types	90
Table 2.13:	Range of achieved emissions of particulates from steam boilers for different fuels and control measures applied (dry gas, standard conditions) in European plants	94
Table 2.14:	Achieved emission levels of SO₂ from auxiliary boilers for different types of fuels and control measures applied (at 6 % O₂, dry gas, standard conditions)	95
Table 2.15:	Achieved emission levels of NO_x from auxiliary boilers for different fuels and control measures applied	97
Table 2.16:	Achieved emission levels of CO for different fuels and control measures applied	98
Table 2.17:	Biological treatment of waste water from pulp and paper mills	101
Table 2.18:	Examples of residues generated in pulp and paper processes	103
Table 2.19:	Information for each technique	105
Table 2.20:	Environmental aspects and measures to reduce environmental impacts from wood handling	109
Table 2.21:	Pollution load of wet and dry debarking effluent before biological treatment	111
Table 2.22:	Example of mills using catalytic disinfection	117
Table 2.23:	Comparison of the environmental performance of a combined cycle gas turbine plant and a public utility supply in Germany	139
Table 2.24:	Dust emission data of example boilers of paper mills using different fuels and equipped with an ESP or FF	142
Table 2.25:	Cost data for dust removal devices for smaller combustion plants	143
Table 2.26:	NO_x emission data for example fluidised bed boilers of paper mills applying primary and/or secondary measures for NO_x reduction	146
Table 2.27:	NO_x emission data for example gas-fired boilers of paper mills in Austria applying low-NO_x techniques	147
Table 2.28:	NO_x emission data for an example CCGT plant of paper mills in Austria applying low-NO_x techniques	147
Table 2.29:	SO₂ emission data for example fluidised bed boilers of paper mills using (a mix of) different fuels (AT, DE, FR, FI)	153
Table 2.30:	Emission data of the UPM-Kymmene Austria	154
Table 2.31:	Typical ranges of solid residues (wet weight) sent to disposal from different types of pulp and paper production	160
Table 2.32:	Two examples of mills with low levels of residues sent to final disposal	161
Table 2.33:	Biodegradable chelating agents with nearly full functionality	164
Table 2.34:	Example of nutrient control measures and achieved emissions of nine pulp and paper mills	178
Table 2.35:	Example of TSS control measures and achieved emissions of a pulp and paper mill	181
Table 2.36:	Noise target levels in some European countries	188
Table 3.1:	Important large-scale techniques for manufacturing chlorine dioxide	208

Table 3.2:	Consumption of raw materials and by-product formation for some commercially important chlorine dioxide generators	209
Table 3.3:	Consumption of main chemicals for bleached and unbleached kraft pulp production	214
Table 3.4:	Typical sulphur inputs to a bleached kraft pulp mill	214
Table 3.5:	Heat and power balance for typical modern market pulp mill and an integrated pulp and paper mill	215
Table 3.6:	Average electrical energy consumption in the manufacture of bleaching chemicals	217
Table 3.7:	Pollution load of debarking effluent before biological treatment	219
Table 3.8:	Examples of the interrelation between wood type, techniques and degree of delignification before the bleach plant and COD generated during bleaching	222
Table 3.9:	Typical discharges of metals from kraft pulp mills in g/ADt	228
Table 3.10:	Percentage reduction at waste water treatment plants at chemical pulp mills	231
Table 3.11:	Reported annual average discharges from kraft pulp mills within the EU	233
Table 3.12:	Elemental analysis of two softwood black liquors from Finnish kraft pulp mills	235
Table 3.13:	Yearly average specific emission range from black liquor recovery boilers and ranges of emission concentration values	235
Table 3.14:	Amounts of concentrated non-condensable gases collected from different sources	245
Table 3.15:	Amounts of dilute non-condensable gases collected from different sources at 40 °C	246
Table 3.16:	Examples of permitted and measured values of chlorine emissions to air from the bleach plant and ClO₂ production of some Swedish pulp mills	246
Table 3.17:	Average waste generation in kraft pulp mills in kg dry solids/ADt	250
Table 3.18:	Average composition of green liquor sludge with different amounts of lime mud	251
Table 3.19:	Average metal concentrations in green liquor sludge with different amounts of lime mud	251
Table 3.20:	Information for each technique described in this chapter	253
Table 3.21:	Modern pulp bleaching sequences	262
Table 3.22:	Modern bleaching sequences of eucalyptus-based kraft pulp mills	263
Table 3.23:	Specific operating costs of main bleaching chemicals used in alternative bleaching sequences evaluated for different brightness levels of air dry kraft pulp	265
Table 3.24:	Bleaching sequences for TCF softwood and hardwood kraft pulping	266
Table 3.25:	Achieved emission levels to water after biological treatment of a sample of kraft pulp mills in Europe	283
Table 3.26:	SO₂ emissions from lime kilns for various fuels with and without scrubbers	330
Table 3.27:	NO_x emissions from reburning lime kilns	336
Table 3.28:	Major waste fractions from market kraft pulp mills	348
Table 3.29:	Comparison between the steam demand (GJ/ADt) of the BAT reference mill with ECF bleaching and an energy-efficient market kraft pulp mill	351
Table 3.30:	Steam balance of Ecocyclic Pulp Reference mill KAM2 including turbines	352
Table 3.31:	Steam consumption of energy-efficient market bleached kraft pulp mills expressed as an annual average	352
Table 3.32:	Power consumption of the BAT reference mill with ECF bleaching (in 2002)	353
Table 3.33:	Power balance of the Veracel kraft pulp mill	354
Table 3.34:	Negative effects caused by NPEs	365
Table 4.1:	Main sulphite pulping processes in Europe	370
Table 4.2:	Example for an ECF bleaching sequence for sulphite paper pulping	380
Table 4.3:	Bleaching sequences used in European sulphite pulp mills and the COD discharge from the bleach plant before treatment	382
Table 4.4:	Annual average specific input/output data from three integrated sulphite pulp and paper mills manufacturing together about 462 000 ADt/yr	390
Table 4.5:	Consumption of main chemicals in sulphite pulp production	392
Table 4.6:	Example energy consumption of some European sulphite pulp and paper mills in 2008	393
Table 4.7:	Energy consumption for the production of bleached sulphite pulp	394
Table 4.8:	Reported energy consumption for the production of bleached sulphite pulp	395
Table 4.9:	Reported ranges of annual average effluent discharges in 2008 from different types of European sulphite pulp mills after waste water treatment	397
Table 4.10:	Specific emissions to water of an integrated dissolving sulphite pulp mill before and after biological treatment	400
Table 4.11:	Discharge of metals to the receiving water body from a Swedish partly integrated sulphite pulp mill in 1996	408
Table 4.12:	Emissions from example sulphite pulp recovery boilers	416
Table 4.13:	Emissions to air and variations from a small recovery boiler of a NSSC mill	417
Table 4.14:	Example of waste generated in the production of sulphite pulp	418
Table 4.15:	Information for each technique described in this chapter	420

Table 4.16:	Example of the process conditions of a bleaching sequence for TCF sulphite pulping	427
Table 4.17:	Consumption of chemicals in a mill operating closed-loop pre-bleaching	430
Table 4.18:	Organic load of the biological waste water treatment plant	444
Table 4.19:	Monthly and yearly average values of the discharge from an integrated magnesium bisulphite pulp mill after biological treatment	445
Table 4.20:	Daily average values of the discharge from an integrated magnesium bisulphite pulp mill after biological treatment	446
Table 4.21:	Monthly and yearly average values of the discharge from a magnesium bisulphite market pulp mill after biological treatment	449
Table 4.22:	Daily average values of the discharge from a magnesium bisulphite market pulp mill after biological treatment	450
Table 4.23:	Monthly and yearly average emission values after waste water treatment from an integrated mill producing NSSC pulp and SC fluting	454
Table 4.24:	Daily mean values of the discharge after waste water treatment for a typical month from an integrated mill producing NSSC pulp and SC fluting	455
Table 4.25:	Waste water discharges from an ammonium bisulphite pulp mill for speciality grades after biological treatment (aerated lagoon)	459
Table 4.26:	Examples of achieved emission levels to water after biological treatment of well-performing sulphite pulp mills in Europe	460
Table 4.27:	Measured CO and NO_x values from recovery boilers of sulphite pulp mills	463
Table 4.28:	Measured NO_x and CO emissions of an Austrian sulphite pulp mill recovery boiler (21.5 MW_{th})	468
Table 4.29:	Atmospheric emissions at 5 % oxygen from the recovery boiler of a small Austrian sulphite pulp mill manufacturing 50 000 ADt pulp/year for papermaking	475
Table 4.30:	Atmospheric emissions from the recovery boiler equipped with five-stage scrubbers of a large Austrian sulphite pulp mill manufacturing 273 790 tonnes of viscose pulp/year for the textile industry	477
Table 4.31:	Examples of emissions to air from recovery boilers of some pulp mills in Europe, excluding emissions from auxiliary boilers (reference year: 2008)	478
Table 4.32:	Indicative energy consumption levels for gross process heat and power for different types of sulphite pulp mills	484
Table 5.1:	Main pulping processes, raw materials, yields and end uses of mechanical pulps	487
Table 5.2:	Yearly average values (reference year: 1997) of consumption and emission levels from a German mill for the manufacturing of printing paper containing wood (LWC, ULWC, HWC)	500
Table 5.3:	Yearly average values of consumption and emission levels from a Finnish CTMP mill ..	501
Table 5.4:	Water use in mechanical pulping	502
Table 5.5:	Typical specific loads in waste water from the mechanical pulping of Norway spruce (picea abies) before treatment	504
Table 5.6:	Emissions of mechanical pulp mills after biological treatment	505
Table 5.7:	Emissions of volatile organic compounds from a German TMP mill before treatment	512
Table 5.8:	Composition of primary sludge from sedimentation tanks and composition of excess sludge from the activated sludge plant	514
Table 5.9:	Consumption of main chemicals for bleached grades of mechanical pulp	515
Table 5.10:	Energy consumption and recovery of energy in mechanical pulping	516
Table 5.11:	Examples of used furnishes of LWC/MFC paper	516
Table 5.12:	Electricity consumption for different furnishes	517
Table 5.13:	Energy consumption in an integrated mill with a production capacity of 500 000 t/yr newsprint from TMP	517
Table 5.14:	Energy balance for an integrated Swedish mill manufacturing 500 000 t/yr of newsprint from TMP	518
Table 5.15:	Energy balance for a non-integrated Finnish CTMP mill (400 ml CSF)	518
Table 5.16:	Examples of specific energy consumption of some integrated mechanical pulp and paper mills (reference years: 2006 and 2008)	519
Table 5.17:	Indicative energy consumption levels for heat and power for different types of integrated mechanical pulp and wood-containing paper and board mills	520
Table 5.18:	Information for each technique described in this chapter	521
Table 5.19:	Achieved levels of water use of some example mills that manufacture wood-containing paper with different fibre furnishes	528
Table 5.20:	Estimated relative distribution of recovered heat and steam from applied refiner power in a refiner main line	535
Table 5.21:	Annual average of emissions to water after biological treatment of mechanical pulp mills in Europe	542

Table 6.1:	Consumption and emission levels for stock preparation of different paper grades	563
Table 6.2:	Water use in RCF-based paper and board production	567
Table 6.3:	Typical chemical doses in the deinking process including bleaching	569
Table 6.4:	Existing examples of the energy consumption in the production of tissue and newsprint from paper for recycling	571
Table 6.5:	Specific energy consumption in an integrated Swedish mill with a production capacity of 500 000 t/yr of newsprint from deinked pulp (in 1995)	572
Table 6.6:	Energy balances of two integrated RCF newsprint mills with a production capacity of 500 000 t/yr and 250 000 t/yr	572
Table 6.7:	Specific energy consumption data for German RCF paper mills without deinking (reference year: 2006)	573
Table 6.8:	Specific energy consumption data for German RCF paper mills with deinking (reference year: 2006; reference year for mainly newsprint row: 2011)	574
Table 6.9:	Average water emissions for RCF mills after primary treatment and before discharge to a sewage treatment plant	575
Table 6.10:	Average water emissions for RCF mills discharging to water bodies after primary and biological treatment at the site	576
Table 6.11:	Achievable dry contents for rejects and corresponding energy consumption for different fibre contents	589
Table 6.12:	Achievable dry contents for sludge and corresponding energy consumption for different ash contents	589
Table 6.13:	Amount of residues related to the input of raw material (%) depending on qualities of paper used for recycling and paper grade produced	590
Table 6.14:	Composition of rejects from the processing of paper for recycling to corrugated medium (4 – 6 % rejects)	591
Table 6.15:	Composition of sludge from fibre recovery and chemimechanical treatment of waste water	591
Table 6.16:	Typical pollutant contents of deinking sludge from RCF paper mills compared to sludge from municipal waste water treatment plants	592
Table 6.17:	Measured emission data from incineration of rejects and sludge from two German RCF mills	593
Table 6.18:	Information for each technique described in this chapter	595
Table 6.19:	Some advantages and disadvantages of water system closure in paper mills	601
Table 6.20:	Yearly average values of treated effluent of a German 100 % RCF-based paper and board mill without deinking	610
Table 6.21:	Annual average emissions to water from RCF paper mills without deinking after anaerobic-aerobic treatment	610
Table 6.22:	Annual average emissions to water from RCF paper mills with deinking (after anaerobic-aerobic treatment)	613
Table 6.23:	Achieved average waste water quality along the different treatment steps of the Gengenbach cartonboard mill	618
Table 6.24:	Annual average emissions to water from RCF paper mills with and without deinking after aerobic treatment	619
Table 6.25:	Indicative energy consumption levels for heat and power for different types of paper for recycling mills	626
Table 6.26:	Energy consumption for the RCF example mill without deinking	628
Table 6.27:	Energy consumption for the RCF example mill with deinking	630
Table 6.28:	Major characteristics and electricity demand of two stock preparation plant concepts for processing paper for recycling for two-ply Testliner	633
Table 6.29:	Specific energy demand and operating consistencies for unit processes in the production of Wellenstoff and Testliner	634
Table 6.30:	Application of catalytical disinfection with hydrogen peroxide in paper mills	638
Table 6.31:	Emission data of reject incineration in a multiple-hearth combustion plant compared to German legal standards	645
Table 6.32:	Composition of rejects from manufacturing of Testliner and Wellenstoff	647
Table 6.33:	Emission data from a fluidised bed boiler incinerating deinking sludge, rejects, biosludge, biogas, natural gas and refuse-derived fuel	651
Table 6.34:	Composition of wet fuel	654
Table 6.35:	Emission data of the example plant MM Hirschwang, Austria	655
Table 7.1:	Example of heat recovery and heat losses of a paper machine with a production of 667 t/d	663
Table 7.2:	Examples of major characteristics, environmental aspects and specific environmental techniques to be considered for various speciality paper types	676

Table 7.3:	Annual average input/output data from the largest non-integrated wood-free fine paper mill in Europe (coated and uncoated grades) manufacturing about 1 228 Mt/year (updated 2012)	679
Table 7.4:	Consumption and emission levels for typical tissue mills	681
Table 7.5:	Annual average input/output data for a non-integrated wood-free speciality paper mill (coated and uncoated) manufacturing 212 500 tonnes net saleable paper	682
Table 7.6:	Examples of major raw materials used for the manufacturing of different types of paper	683
Table 7.7:	Main process and product aids and their application in the paper industry	688
Table 7.8:	Role of energy in the main papermaking stages and potential for improvement	689
Table 7.9:	Example of energy consumption (actual consumption figures for steam, gas and electricity at 100 % efficiency) in a non-integrated coated paper mill with a production capacity of 150 000 t/yr	691
Table 7.10:	Typical power consumption in refining by product	692
Table 7.11:	Typical electrical energy consumption at modern paper mills based on the dimensioning capacity (= 100 % at reel) of the paper machine	693
Table 7.12:	Typical specific energy consumption at the approach flow system of paper mills	694
Table 7.13:	Typical specific energy consumption at the vacuum system of the wet end at paper mills	694
Table 7.14:	Typical specific energy consumption at the under machine pulpers of the paper mill	694
Table 7.15:	Typical specific energy consumption for new machines at the refiners per tonne of refined pulp	695
Table 7.16:	Typical specific energy consumption at the stock preparation and white water systems per tonne of paper (excluding refining, pulpers and approach flow system)	695
Table 7.17:	Typical specific energy consumption of paper mill drives	695
Table 7.18:	Energy data range for conventional tissue mills	696
Table 7.19:	Examples of amount of solid waste (t/yr) for some paper grades	712
Table 7.20:	Organic substances measured in the exhaust air of paper mills before heat exchange	714
Table 7.21:	Major noise sources of paper and board machines	715
Table 7.22:	Information for each technique described in this chapter	717
Table 7.23:	Possible advantages and drawbacks of increased closure of water circuits in paper mills	721
Table 7.24:	Example calculation for operational costs of ultrafiltration of white water from printing paper production	727
Table 7.25:	Economic calculation of the ultrafiltration coating colour recovery process	734
Table 7.26:	Annual average emissions of non-integrated paper mills after biological treatment	743
Table 7.27:	Annual average water-based emissions of non-integrated speciality paper mills after biological treatment	744
Table 7.28:	Performance of chemical precipitation/flocculation as a stand-alone or tertiary treatment for paper mill waste water	747
Table 7.29:	Available energy-saving measures and indicative improvement potential	752
Table 7.30:	Indicative energy consumption levels for heat and power for different types of non-integrated graphic paper and tissue mills with conventional drying system	753
Table 7.31:	Examples of energy consumption associated with the use of some techniques to consider for different types of paper production	754
Table 7.32:	Cost calculation for a refiner (300 bone dry tonnes/day) for hardwood refining	759
Table 7.33:	Emerging techniques of papermaking production lines	769
Table 8.1:	BAT-associated emission levels for the direct waste water discharge to receiving waters from a bleached kraft pulp mill	792
Table 8.2:	BAT-associated emission levels for the direct waste water discharge to receiving waters from an unbleached kraft pulp mill	793
Table 8.3:	BAT-associated emission levels for SO₂ and TRS emissions from a recovery boiler	794
Table 8.4:	BAT-associated emission levels for NO_x emissions from a recovery boiler	795
Table 8.5:	BAT-associated emission levels for dust emissions from a recovery boiler	795
Table 8.6:	BAT-associated emission levels for SO₂ and sulphur emissions from a lime kiln	796
Table 8.7:	BAT-associated emission levels for TRS and sulphur emissions from a lime kiln	796
Table 8.8:	BAT-associated emission levels for NO_x emissions from a lime kiln	797
Table 8.9:	BAT-associated emission levels for dust emissions from a lime kiln	797
Table 8.10:	BAT-associated emission levels for SO₂ and TRS emissions from the incineration of strong gases in a dedicated TRS burner	798
Table 8.11:	BAT-associated emission levels for NO_x emissions from the incineration of strong gases in a dedicated TRS burner	798
Table 8.12:	BAT-associated emission levels for the direct waste water discharge to receiving waters from a pulp mill manufacturing bleached sulphite and magnesite paper grade pulp	801
Table 8.13:	BAT-associated emission levels for the direct waste water discharge to receiving waters from a sulphite pulp mill manufacturing NSSC pulp	801

Table 8.14:	BAT-associated emission levels for NO_x and NH₃ emissions from a recovery boiler	802
Table 8.15:	BAT-associated emission levels for dust and SO₂ emissions from a recovery boiler	803
Table 8.16:	BAT-associated emission levels for the direct waste water discharge to receiving waters from the integrated production of paper and board from mechanical pulps produced on site	805
Table 8.17:	BAT-associated emission levels for the direct waste water discharge to receiving waters from a CTMP or CMP pulp mill	806
Table 8.18:	BAT-associated emission levels for the direct waste water discharge to receiving waters from the integrated production of paper and board from recycled fibres pulp, produced without deinking on site	808
Table 8.19:	BAT-associated emission levels for the direct waste water discharge to receiving waters from the integrated production of paper and board from recycled fibres pulp produced with deinking on site	809
Table 8.20:	BAT-associated emission levels for the direct waste water discharge to receiving waters from a non-integrated paper and board mill (excluding speciality paper)	811
Table 8.21:	BAT-associated emission levels for the direct waste water discharge to receiving waters from a non-integrated speciality paper mill	812
Table 9.1:	Key milestones of the review process of the BREF for the Production of Pulp, Paper and Board	823
Table 9.2:	Split views	824
Table 10.1:	Production profile of the multiproduct mill	827
Table 10.2:	BAT-AELs for COD for the different types of production of the multiproduct mill	827
Table 10.3:	Mean yearly, monthly and daily values for specific COD emissions from four mills	833
Table 10.4:	Day/year variability factors in recovery boilers	834
Table 10.5:	Day/year variability factors in lime kilns	834

SCOPE

This BREF concern the activities specified in Sections 6.1.(a) and 6.1.(b) of Annex I to Directive 2010/75/EU, i.e. the integrated and non-integrated production in industrial installations of:

- (a) pulp from timber or other fibrous materials;
- (b) paper or cardboard with a production capacity exceeding 20 tonnes per day.

In particular, this document covers the following processes and activities:

- chemical pulping:
 - kraft (sulphate) pulping process
 - sulphite pulping process
- mechanical and chemimechanical pulping
- processing of paper for recycling with and without deinking
- papermaking and related processes
- all recovery boilers and lime kilns operated in pulp and paper mills

On-site combustion plants for steam and power generation with a rated thermal input between 5 MW_{th} and 50 MW_{th} are covered in this document. All recovery boilers, without restriction of capacity, and lime kilns in pulp and paper mills are covered.

This document does not address the following activities:

- production of pulp from non-wood fibrous raw material (e.g. yearly plant pulp);
- stationary internal combustion engines;
- combustion plants other than recovery boilers of less than 5 MW_{th} rated thermal input;
- dryers with internal burners for paper machines and coaters.

Other reference documents, which are relevant for the sector covered in this document, are the following:

Reference document	Subject
Industrial Cooling Systems (ICS)	Industrial cooling systems, e.g. cooling towers, plate heat exchangers
Economics and Cross-Media Effects (ECM)	Economics and cross-media effects of techniques
Emissions from Storage (EFS)	Emissions from tanks, pipework and stored chemicals
Energy Efficiency (ENE)	General energy efficiency
Large Combustion Plants (LCP)	Generation of steam and electricity in pulp and paper mills by combustion plants with a rated thermal input of ≥ 50 MW _{th}
General Principles of Monitoring (MON)	Emissions monitoring
Waste Incineration (WI)	On-site incineration and co-incineration of waste
Waste Treatments Industries (WT)	Preparation of waste as fuels

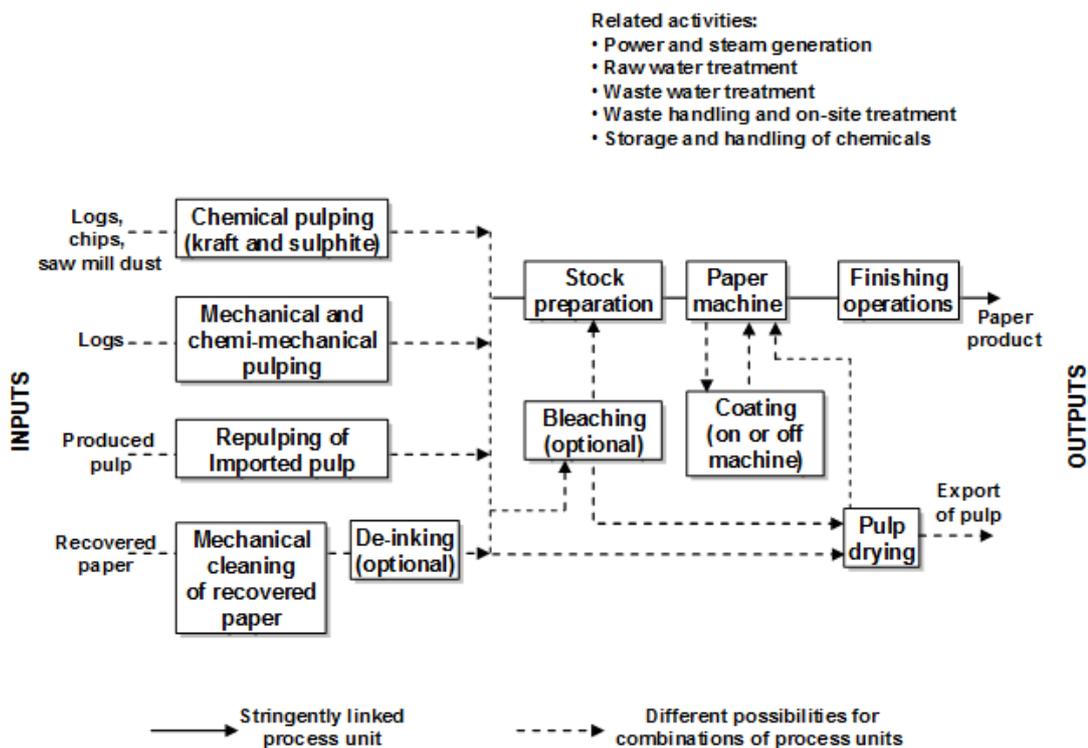
The scope of this BREF does not include matters that only concern safety in the workplace or the safety of products because these matters are not covered by the Directive. They are discussed only where they affect matters within the scope of the Directive.

A paper mill may simply reconstitute pulp made elsewhere or may be integrated with the pulping operations on the same site. That is to say, the activities involved in pulping and processing paper for recycling and those involved in papermaking may be undertaken separately or in combination on the same site. Both pulp mills and paper mills are operated in non-integrated and integrated

ways. Mechanical pulping and recycled fibre processing is usually an integrated part of papermaking, but has now also become a stand-alone activity.

This document covers the processes involved in the production of pulp and paper in integrated pulp and paper mills as well as for non-integrated pulp mills (market pulp) and non-integrated paper mills using purchased pulp for paper production.

The main operations covered in this document are illustrated in the figure below.



Upstream processes such as forestry management, production of process chemicals off site and transport of materials used, and downstream activities, e.g. paper converting and printing, are not included in this document. The latter, nevertheless, have an influence on the quality of the paper for recycling and the processes for preparation of used paper products.

There are also a number of environmentally relevant processes and operations which do not specifically relate to the pulp and paper production and so will only be mentioned briefly in this document. These include:

- storage and handling of chemicals
- raw water treatment
- cooling and vacuum systems
- monitoring of emissions.

Production of pulp from non-wood fibrous raw material (e.g. annual plant pulp) is not included, as it is too specific. These installations should be assessed on a case-by-case basis.

1 GENERAL INFORMATION

1.1 Paper consumption in Europe

In developed societies the use of a multitude of paper- and board-based products is an everyday reality for most people. Paper as we know it has been in existence for over two thousand years, and is competing successfully with modern electronic information media, advanced plastic and composite packaging materials. Table 1.1 shows the main functional uses of paper and board.

Table 1.1: Functional uses of paper and board

Functional use	Typical grade	Typical end products	Trends and remarks
To store, collect and distribute information	<ul style="list-style-type: none"> • Newsprint • Coated and uncoated magazine (SC and LWC paper) • Coated and uncoated wood-free printing and writing 	<ul style="list-style-type: none"> • Newspapers • Journals • Books • Computer printouts • Xerographic copies • Inserts • Illustrations 	<ul style="list-style-type: none"> • Increased use of multicolour printing and copying • Increased recycling as raw material • Increased use of additives
To package for transportation, distribution and protection	<ul style="list-style-type: none"> • Liner • Sack • Corrugating medium • Folding boxboard • Liquid packaging board • Wrapping 	<ul style="list-style-type: none"> • Bags • Boxes • Wrappings • Containers • Bag-in-bag boxes 	<ul style="list-style-type: none"> • Increased use for distribution of food and liquids • Increasing demand for paper packaging because of online purchasing • General and increased recycling of packaging materials • Increased use of composites
Hygienic uses for: <ul style="list-style-type: none"> • personal care • cleanliness • disease prevention 	Tissue: <ul style="list-style-type: none"> • dry crepe • wet crepe 	<ul style="list-style-type: none"> • Toilet tissue • Kitchen rolls • Facial tissue • Napkins • Hand towels • Hospital clothing • Wipes 	<ul style="list-style-type: none"> • Use increases with general standard of living • End of the paper chain, i.e. generally non-recyclable • Use of virgin fibre for top-end products
A great variety of uses for speciality paper	<ul style="list-style-type: none"> • Official papers • Filter paper • Fire-resistant papers 	<ul style="list-style-type: none"> • Notes • Stamps • Air filters • Coffee filters • Baking paper 	An ever increasing number of new applications

Source: [1, Finnish BAT Report 1997], modified by EIPPCB.

Further trends not shown above include the following: that more and more functions in many products are combined, such as printing on packages and towels; some packaging grades have seen their grammage decreasing to meet customers' demands (light-weight packaging or corrugated board); some work is being carried out to improve the recyclability of paper, for instance there are working groups on inks and other materials used in printing or paper converting that may have a negative impact on the recyclability of the paper.

The consumption of paper and board is strongly related to standards of living and the economic situation of the user populations and, in the long term, there is a strong correlation between the increase in the consumption of these products and the growth in the gross national product (GNP). Table 1.2 shows the paper consumption per capita and the total paper consumption by country (calculated values).

Table 1.2: Consumption of paper per capita and by country in 2008

EU Member States	Consumption ⁽¹⁾ per capita (in kg)		Consumption ⁽¹⁾ by country (in 1 000 t)		Population (in million)	
	1995	2008	1995	2008	1995	2008
Austria	185	257	1 468	2 140	7.9	8.3
Belgium	256	346	2 589	3 691	10.1	10.7
Bulgaria	30	49	249	376	8.4	7.6
Cyprus	NA	137	NA	108	0.6	0.8
Czech Republic	67	149	693	1 549	10.3	10.4
Denmark	217	225	1 134	1 234	5.2	5.5
Estonia	35	109	50	146	1.4	1.3
Finland	256	291	1 303	1 540	5.1	5.3
France	162	179	9 629	11 462	59.3	64.0
Germany	206	286	16 815	23 525	81.5	82.2
Greece	85	107	902	1 199	10.6	11.2
Hungary	49	90	508	906	10.3	10.0
Ireland	99	113	357	496	3.6	4.4
Italy	160	187	9 108	11 126	56.8	59.6
Latvia	28	83	71	188	2.5	2.3
Lithuania	20	61	74	206	3.6	3.4
Luxembourg	NA	NA	NA	245	0.4	0.5
Malta	70	88	26	36	0.4	0.4
Netherlands	202	246	3 121	4 040	15.4	16.4
Poland	40	115	1 551	4 364	38.6	38.1
Portugal	80	108	803	1 147	10.0	10.6
Romania	15	31	345	663	22.7	21.5
Slovakia	61	93	325	503	5.4	5.4
Slovenia	121	171	240	344	2.0	2.0
Spain	131	160	5 151	7 267	39.3	45.3
Sweden	208	228	1 831	2 089	8.8	9.2
United Kingdom	197	186	11 398	11 401	57.9	61.2
Non-EU Countries						
Norway	174	168	758	794	4.3	4.7
Switzerland	218	218	1 528	1 656	7.0	7.6
USA	332	266	87 409	87 687	263	307
China	22	59	26 499	79 130	1 205	1 339
Indonesia	14	25	2 641	5 916	189	240
Japan	239	242	30 018	30 694	126	127
Brazil	35	45	5 433	8 871	155	199
Egypt	9	21	606	1 751	67	83
Total world	49	58	276 231	391 325	5 637	6 772
⁽¹⁾ Consumption = production + import – export NB: Where figures are not available 'NA' is indicated. Source: RISI 2009, [2, CEPI 2009].						

The average world consumption per capita in 2008 was 58 kg/capita and totalled around 391.3 million tonnes of paper. The distribution of the paper consumption in the main world regions is shown in Figure 1.1 (data for 'Europe' are reported for the 18 CEPI-associated countries and the 'rest of Europe' separately). Europe consumes around one fourth of the paper in the world.

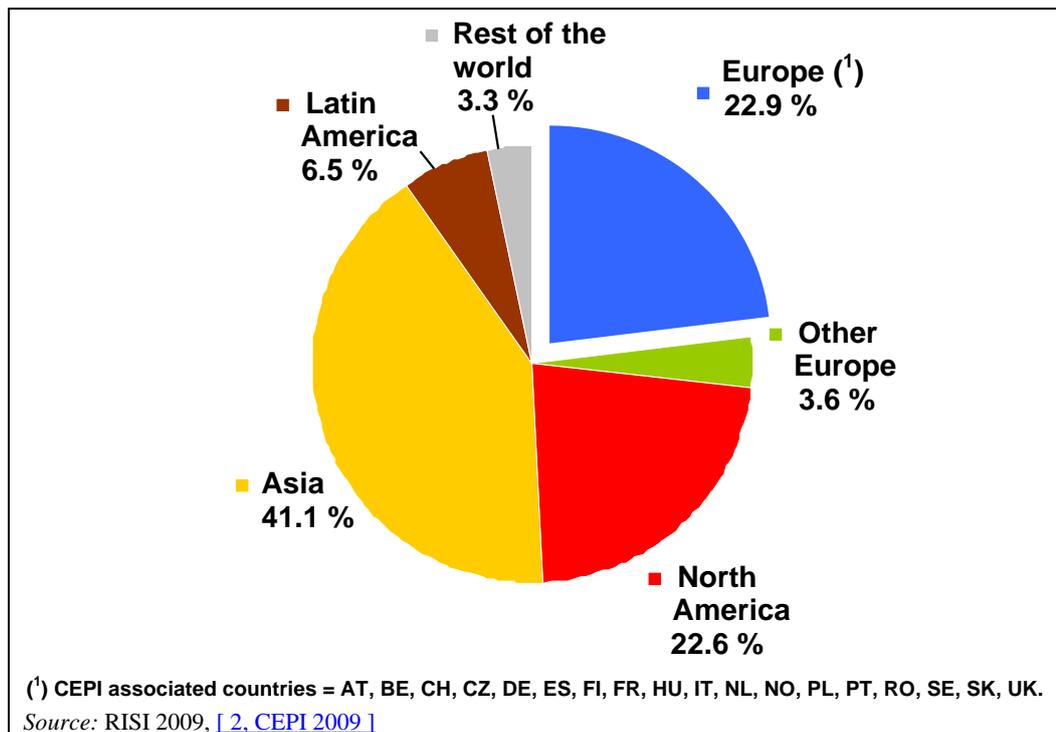


Figure 1.1: Paper consumption by region in 2007

1.2 Overview of pulp, paper and board manufacturing

The pulp and paper industry supplies an essential product – paper – to over 5 billion people worldwide. Originally, papermaking was a slow and labour-intensive process. Nowadays pulping and papermaking are driven by capital-intensive technical equipment and high-tech and high-speed paper machines that produce rolls of paper at a speed that may reach 2 000 m/min. and with a web width that may exceed eight metres.

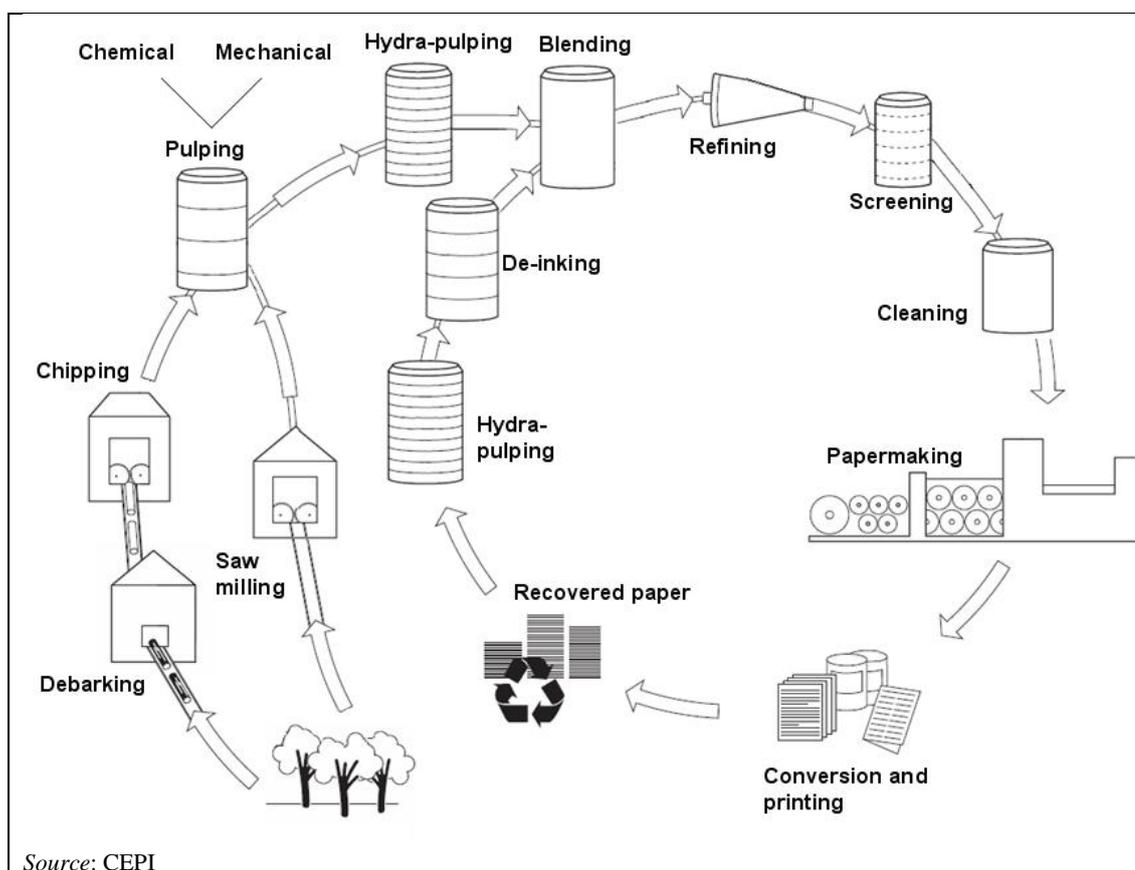
Paper is essentially a sheet of cellulose fibres with a number of added constituents, when necessary, to affect the quality of the sheet and its fitness for the intended end use.

The two terms paper and board (point 6.1 b, Annex I to Directive 2010/75/EU on Industrial Emissions (IED) generally refer to the weight of the product sheet (grammage) with paper ranging up to about 160 – 220 g/m² and a heavier sheet regarded as board (cartonboard). The grammage above which papers are called board however varies slightly between countries.

The harmonised list for paper and board grades [3, CEPI 2007] makes no reference to the grammage but defines cartonboard as papers and board mainly used in the manufacture of solid cartons. Cartonboards are multi-layered, usually consisting of three or more layers (plies). Cartonboard is also known as solid board, folding boxboard, boxboard or carrier board.

The official definition of the ISO 4046 (2002), 'Paper, board, pulps and related terms', coincides mainly with the definition of the CEPI list: in the generic sense, the term 'paper' may be used to describe both paper and board. The primary distinction between paper and board is normally based upon thickness or grammage, though in some instances the distinction will be based on the characteristics and/or end use. For example, some materials of lower grammage, such as certain grades of folding boxboard and corrugating raw materials, are generally referred to as 'board', while other materials of higher grammage, such as certain grades of blotting paper, felt paper and drawing paper, are generally referred to as 'paper'.

The pulp for papermaking may be produced from virgin fibre by chemical or mechanical means or may be produced by the repulping of paper for recycling (RCF). In Europe, wood is the main original raw material – paper for recycling accounts for about 50 % of the fibres used – but in a few cases straw, hemp, grass, cotton and other cellulose-bearing material can be used. Figure 1.2 shows an overview of the pulping and papermaking process.



Source: CEPI

Figure 1.2: The papermaking process

In the papermaking process, wood logs are first debarked and chipped into small pieces. Then water and heat are added, and by mechanical or chemical means, the wood is separated into individual fibres (pulping). After screening, cleaning and sometimes refining, the fibres are mixed with water. Then this pulp slurry is sprayed onto a flat wire screen which moves very quickly through the paper machine. Water drains out, and the fibres bond together. The web of paper is pressed between rolls which squeeze out more water and press it to make a smooth surface. Heated cylinders then dry the paper, and the paper is slit into smaller rolls, and sometimes into sheets.

The precise composition of wood varies according to the type and species but the most important constituents are cellulose, hemicellulose and lignin. Wood naturally contains around 50 % water and the solid fraction is typically about 45 % cellulose, 25 % hemicelluloses and 25 % lignin and 5 % other organic and inorganic materials. In chemical pulping, chemicals are used to dissolve the lignin and free the fibres.

The lignin and many other organic substances are thus put into a solution from which the chemicals and the energy content of the lignin and other organics are recovered. The extent of this recovery is dependent upon the chemical base used and the process configuration. In mechanical pulping processes, mechanical shear forces are used to pull the fibres apart and the majority of the lignin remains with the fibres although there is still dissolution of some organics.

Pulps produced in different ways have different properties, which make them suitable for particular products. Most pulp is produced for the purpose of subsequent manufacture of paper or paperboard. Some is destined for other uses such as thick fibreboard or textile products manufactured from dissolved cellulose (see Section 4.1.1.3).

In Europe, more than 50 % of the fibres from the paper industry come from paper for recycling. Paper produced by the use of paper for recycling as the fibre source involves some cleaning of contaminants prior to use and may involve deinking depending upon the quality of material recycled and the requirements of the end product of the recycling process. The fibres can be reused

a number of times depending on the quality of the recycled material and the purpose of the end product. The paper product may also comprise up to 45 % of its weight in fillers, coatings and other non-fibrous substances. Collection and sorting are essential steps, which determine to a great extent the quality of the paper for recycling. Separate collection contributes to high levels of recycling.

There are many different paper grades manufactured by the European papermaking industry. For a reasonable application of the BAT concept, they can be categorised into different groups (see Section 1.5).

1.3 The European pulp industry

Europe plays an important role in the global pulp and paper industry. As shown in Figure 1.3 (data for 'Europe' were only reported for the 18 CEPI-associated countries), it is the second largest producer and the third largest consumer of paper and board, North America being the leader, and Asia being very close to Europe. Its role in pulp production is significant – the annual production of wood pulp in Europe is about 41.8 million tonnes/year, the amount produced representing about 22 % of the world's total pulp production of 192.4 million tonnes.

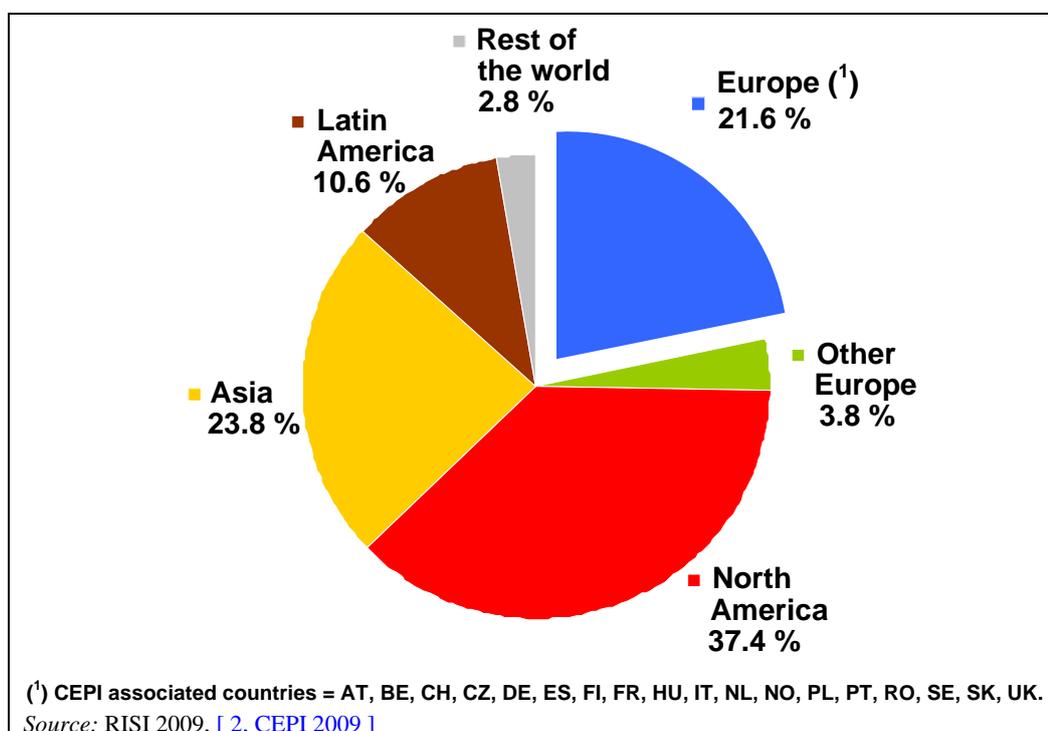


Figure 1.3: Pulp production by region in 2008

Most of the pulpwood (round wood and chips) used for pulping in Europe is supplied by using domestic resources: in 2008, 79 % or 88.1 million tonnes of pulpwood were supplied from domestic sources and the remaining 21 % or 23.6 million tonnes were imported to European pulp mills that used in total 111.7 million tonnes of pulpwood (*Source: Eurostat, CEPI*).

The pulp supply consists of market pulp producers and of companies using the bulk of their pulp output in their own integrated paper production and selling only the remaining part on the open market. In Europe, market pulp is mainly produced by mills in Finland, Sweden, France, Portugal, Spain, Austria, Germany, and Poland. With respect to market pulp, bleached kraft is the dominating grade making up more than three quarters of the whole market pulp production of 13.3 million tonnes. Of that, only 1 million tonnes of sulphite pulp (including dissolving pulp and speciality pulp for chemical applications), and 0.9 million tonnes of mechanical (stone groundwood, TMP) and semi-chemical pulp were delivered to the open paper market.

Finland and Sweden are major producers of softwood and hardwood pulps, with Portugal and Spain also providing significant amounts of hardwood pulp grades to the market. More than 50 % of the sulphate pulp and sulphite pulp manufactured in Europe is used in integrated pulp and paper mills. Table 1.3 shows the total production of the major types of pulps manufactured in Europe and the share of integrated production and market pulp within each pulp grade (data for 2008).

Table 1.3: Total production in 2008 for the major types of pulps manufactured in Europe (CEPI area) and the share of integrated production/market pulp

Types of pulp	Total production (million tonnes)	Integrated (million t/yr)	Integrated (%)	Market pulp (million t/yr)	Market pulp (%)
Mechanical & semi-chemical pulp	13.6	12.17	93.6 %	0.87	6.4 %
• Sulphite	2.2	1.07	53.5 %	1.02	46.5 %
• Sulphate	25.2	13.76	54.6 %	11.4	45.4 %
Total chemical pulp	27.4	14.93	54.5 %	12.47	45.5 %
Total wood pulp for papermaking	40.9	27.61	67.5 %	13.3	32.5 %
Other pulp	0.6	0.55	92.2 %	0.05	7.8 %
Total pulp	41.6	28.21	67.8 %	13.4	32.2 %

In 2008, some 23.7 million tonnes/year of pulp were produced in Finland and Sweden (together 57 % of the total pulp production of 41.9 million tonnes), whereas Portugal, Spain, Austria, Germany, Norway and France together produced approximately 13.8 million tonnes (33 % of the total production). The four biggest markets for market pulp are Italy, Germany, France and the United Kingdom. Figure 1.4 shows the total pulp production in Europe in 2008 for the three major grades. The total wood pulp production per country is also given. **Rounded data in Figure 1.4 and Figure 1.5 cover more than 95 % of production in Europe.**

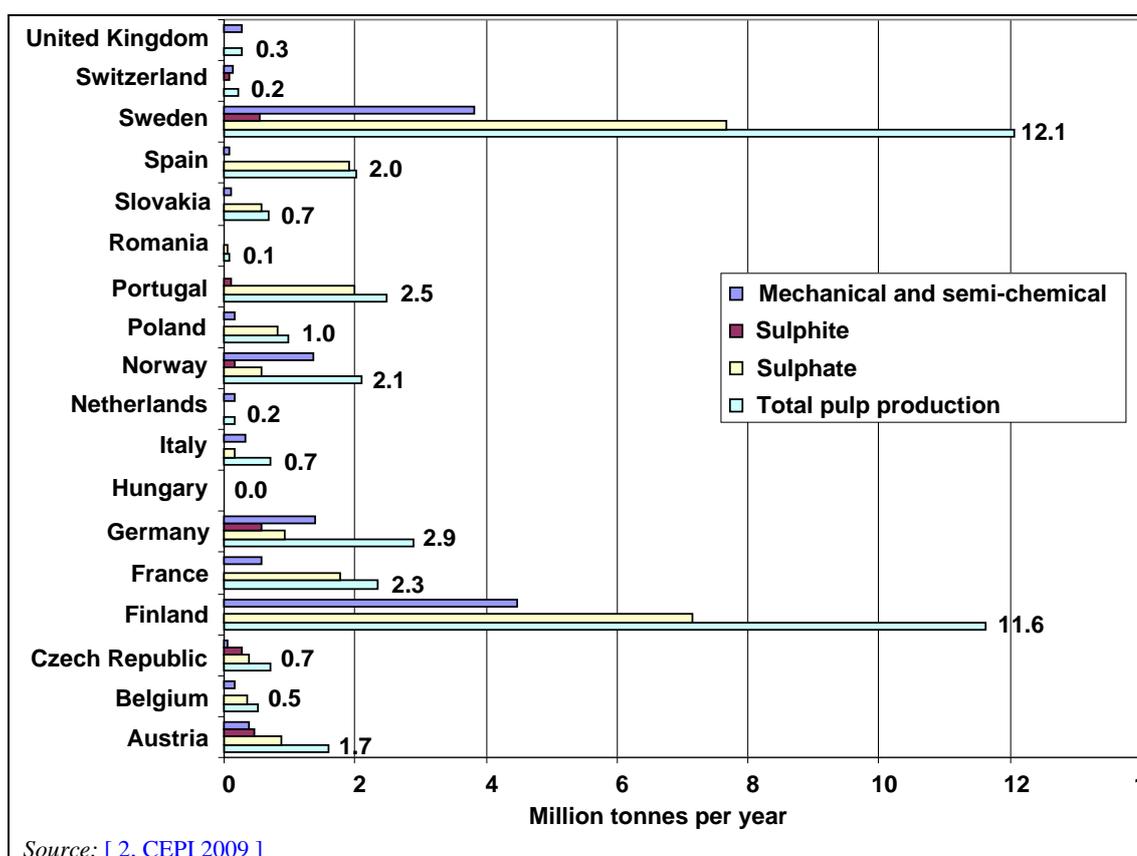


Figure 1.4: Total pulp production by grade in Europe in 2008 (CEPI-associated countries)

The main grades of wood pulp for papermaking in 2008 across Europe were sulphate pulp (60 % of total pulp production), followed by mechanical and semi-chemical pulp (32 % of total pulp

production) and sulphite pulp (5 % of total pulp production). Figure 1.5 shows pulp production data for the major pulp grades across Europe in 2007 and 2008.

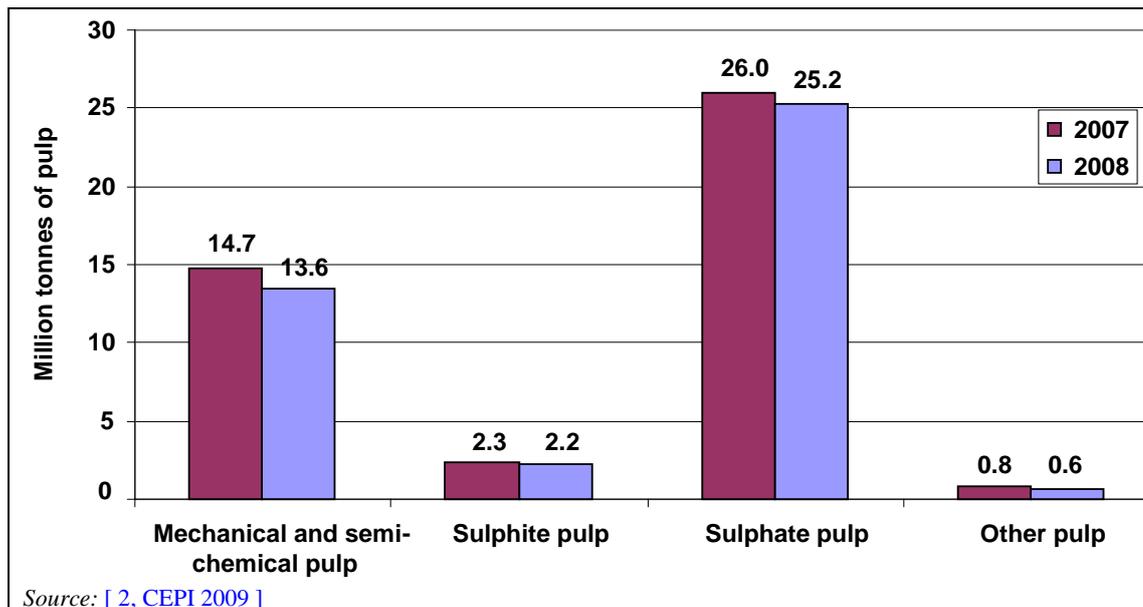


Figure 1.5: Pulp production by grade in Europe (CEPI-associated countries)

Figure 1.6 shows the geographical distribution of the pulp mills in Europe. The total number of pulp mills includes all mills, including the ones which are not shown in the bar graph.

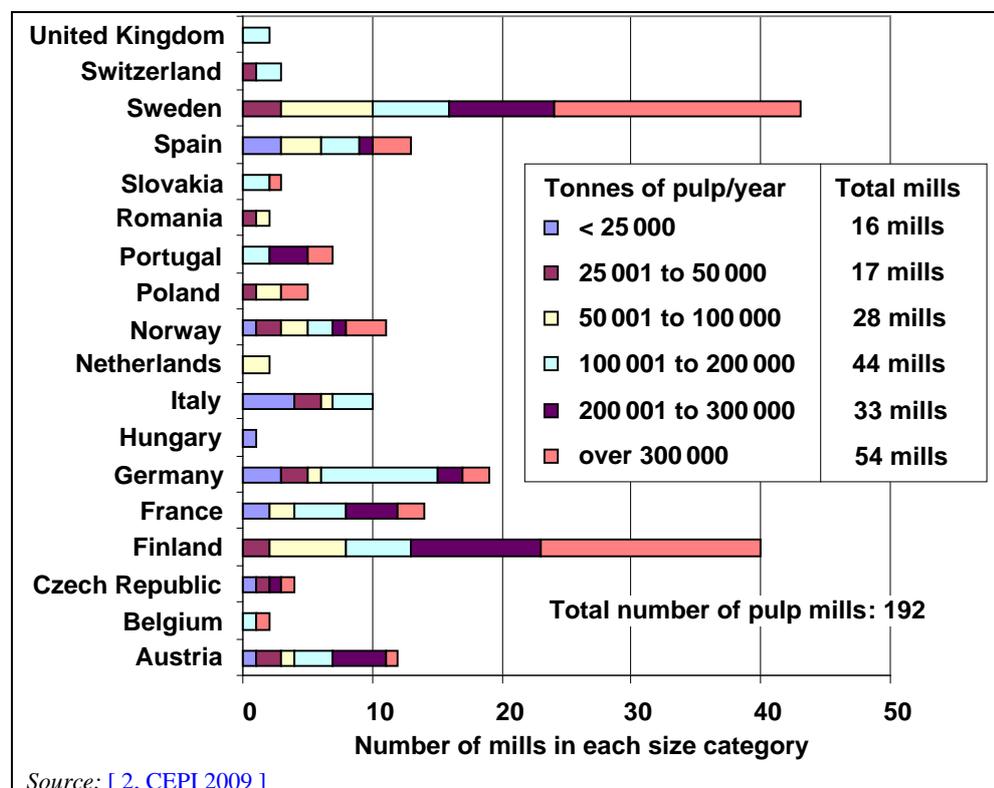


Figure 1.6: Geographical and size distribution across Europe for pulp mills

The total number of pulp mills (all grades) in Europe is 192. Relating to pulp grades, most sulphate production (a total of 77 mills) is located in Sweden (21) and Finland (17) with Spain (9), France (8), Portugal (6), Poland (3) and Austria (3) making up the balance. Most sulphite production (a

total of 16 mills) is located in Sweden (4), Germany (4) and Austria (3) and with single mills in five other countries.

In Europe, there are 72 mills producing mechanical pulp. They are located mainly in Finland (20), Germany (14), Sweden (9), Norway (7), France (6), Italy (4) and Austria (4). The main producers of semi-chemical pulp (a total of 18 mills) are Sweden (7), Finland (3), Italy (2) and the Netherlands (2) with single mills operating in some other countries.

Sweden and Finland have most of the larger mills with over 300 000 tonnes/year capacity and only a few small mills with a size of less than 25 000 tonnes/year. Figure 1.7 shows the number of pulp mills by volume for the years 1998 and 2008 (note: figures for some countries have been estimated by CEPI). During the ten years, at an average of 1.4 % annual increase in pulp production, the number of pulp mills decreased from 249 to 192. At the same time, the average capacity of the pulp mills in Europe increased from 165 100 tonnes/year in the year 1998 to 239 000 in the year 2008.

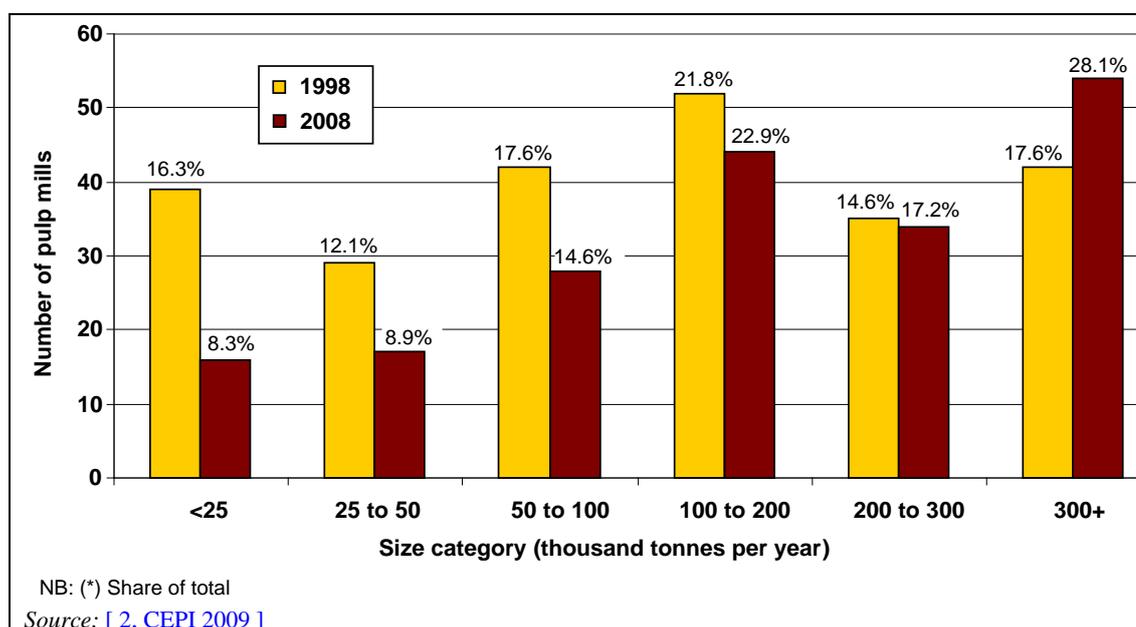


Figure 1.7: Number of pulp mills by volume in Europe in 1998 and 2008 (CEPI-associated European countries)

With regard to international trade, Figure 1.8 shows the export and import flows of pulp outside the European Union. In 2008 around 2.1 million tonnes of pulp were exported and 7.8 million tonnes were imported, i.e. Europe had a negative pulp trade balance with other regions accounting for 5.7 million tonnes of pulp. The main export region was Asia; major countries from which pulp was imported are North and South America. Between 2000 and 2008, there is a slight trend in increased export of pulp and decreased import of pulp.

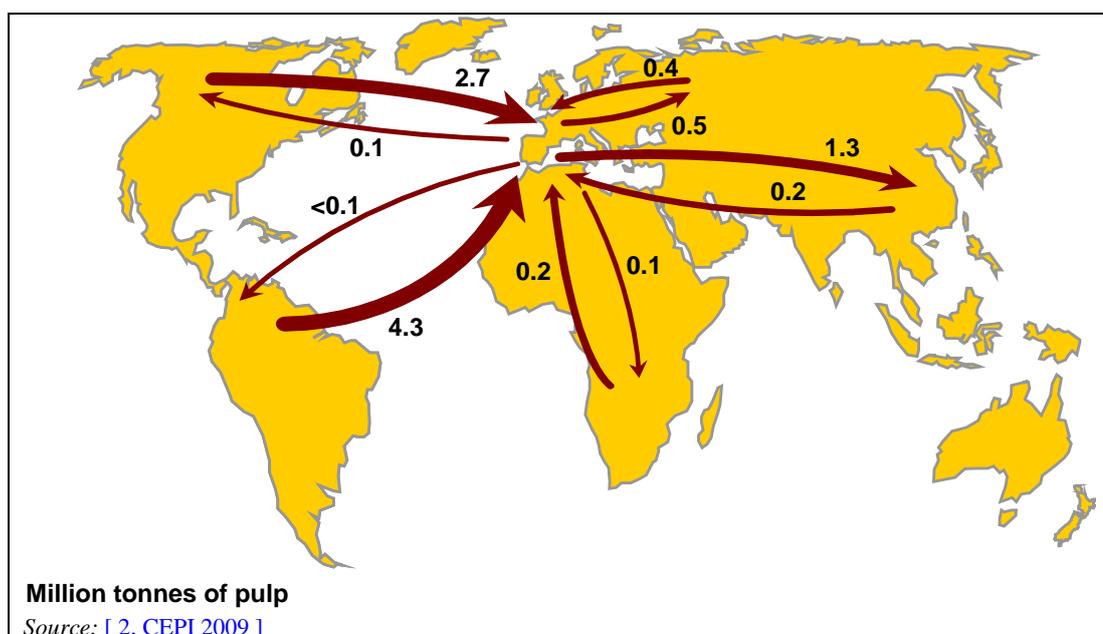


Figure 1.8: Trade flows of pulp to and from CEPI-associated European countries in 2008

Besides virgin fibres, in 2008 the European paper industry used 48.6 million tonnes of paper for recycling, the same quantity as the total consumption of virgin pulp (48.5 million tonnes/year). These data include the CEPI area only; the contribution of the nine EU non-CEPI countries is limited: 1.3 million tonnes of paper for recycling, i.e. 2.7 % of the CEPI total (Source: RISI). The utilisation rate of recycled fibre (the total paper for recycling divided by the total paper and board production) is large in countries with a high population density and a high per capita consumption of paper, such as Hungary, Germany, France, Spain, Netherlands, Italy or United Kingdom as shown in Figure 1.9. About two thirds of the paper for recycling is used for non-deinking purposes (30 million tonnes) and about one third (18 million tonnes) is used for deinked paper grades like newsprint, other graphic papers and hygienic papers.

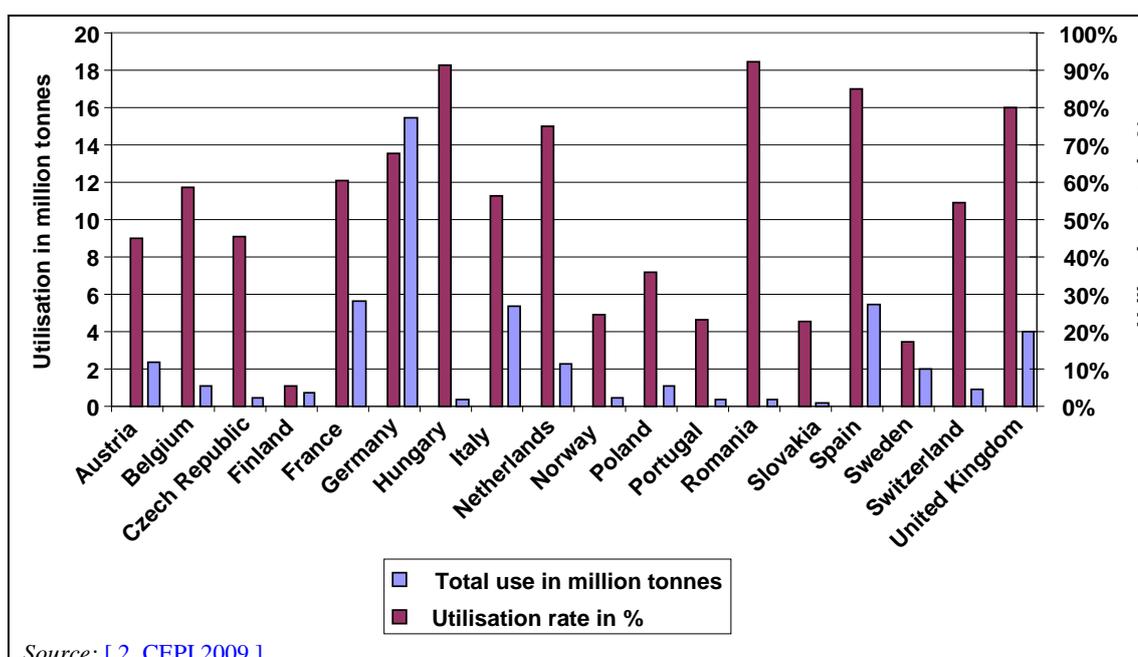


Figure 1.9: Utilisation of paper for recycling of 18 CEPI-associated countries in 2008

In 2008, the average paper for recycling utilisation rate in CEPI-associated countries was 49.1 %. This rate varies between the different paper and board grades, e.g. for newsprint, the paper for recycling utilisation rate is 91.0 %, for graphic papers other than newsprint (higher grades) only 10.3 %, for case materials 91.2 %, for cartonboards 40.7 % and for household and sanitary use 50.1 % [2, CEPI 2009].

Since the year 2000, the demand for paper for recycling has increased, especially in the Asian market. In 2008, 11.0 million tonnes of paper for recycling were exported to Asia (7.9 million tonnes to China, multiplied by four over the last 10 years), the major importing market for paper for recycling. Figure 1.10 shows the trade flows of paper for recycling to and from Europe in 2008.

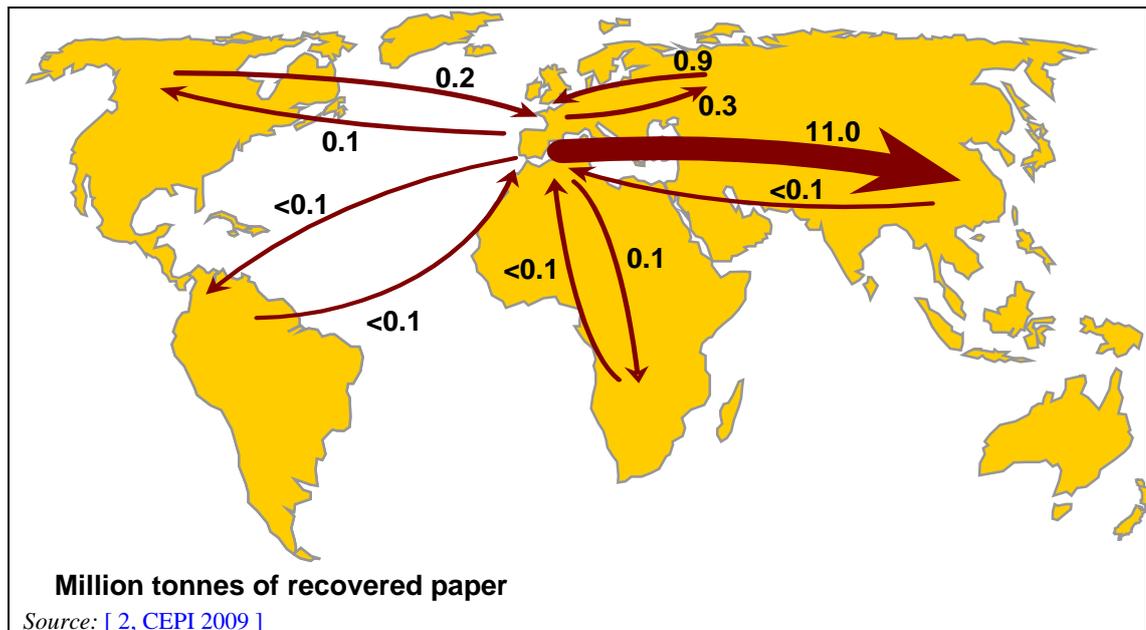


Figure 1.10: Trade flows of paper for recycling to and from Europe in 2008

Paper for recycling has become a global commodity and shortages may occur in the future resulting in increased prices for this important fibre source.

1.4 The European paper industry

In 2008, paper and board production worldwide was 390.9 million tonnes [2, CEPI 2009], the major producers being Asia, North America and Europe (data for 'Europe' were only reported for the 18 CEPI-associated countries). Figure 1.11 shows the production of paper by region in a global context in 2008.

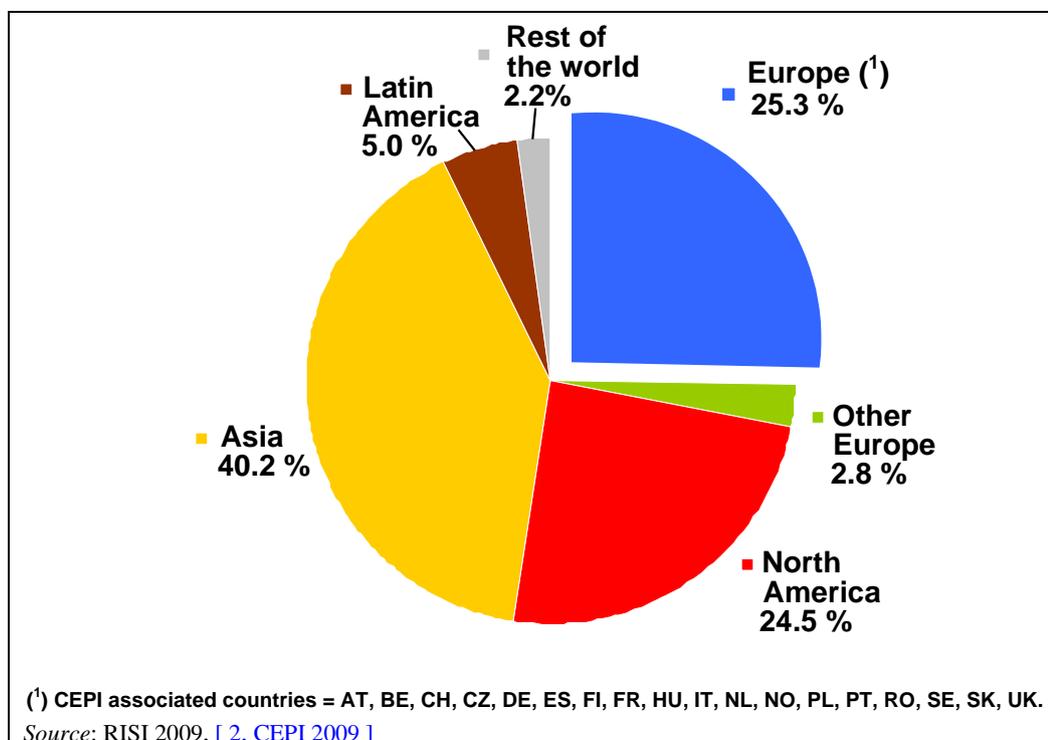


Figure 1.11: Paper production by region in the global context in 2008

In the EU-27, the production of paper and paperboard totalled 98.9 million tonnes in 2008. Since the mid-1990s, the production of the European paper industry has increased at an average yearly pace of 2 – 3 %.

In the year 2008, 48.0 % of total paper production was graphic paper. The biggest groups within this grade, each with around 10 million tonnes per year, are newsprint, coated mechanical graphic paper, and uncoated and coated wood-free graphic paper. A total of 40.7 % was packaging paper and 6.8 % was household and sanitary products, and 4.5 % was other paper products. Of the 47.5 million tonnes of graphic paper production (CEPI area), less than half was coated (19.5 million tonnes/yr).

Section 1.3 shows how paper manufacturing is more widespread across Europe than pulp production. Figure 1.12 distinguishes between graphic papers (newsprint, uncoated mechanical, uncoated wood-free, coated mechanical and wood-free papers), sanitary and household papers (tissue and other hygienic papers) and packaging papers (case materials, folding boxboard, wrapping up to 150 g/m² and other papers mainly for packaging).

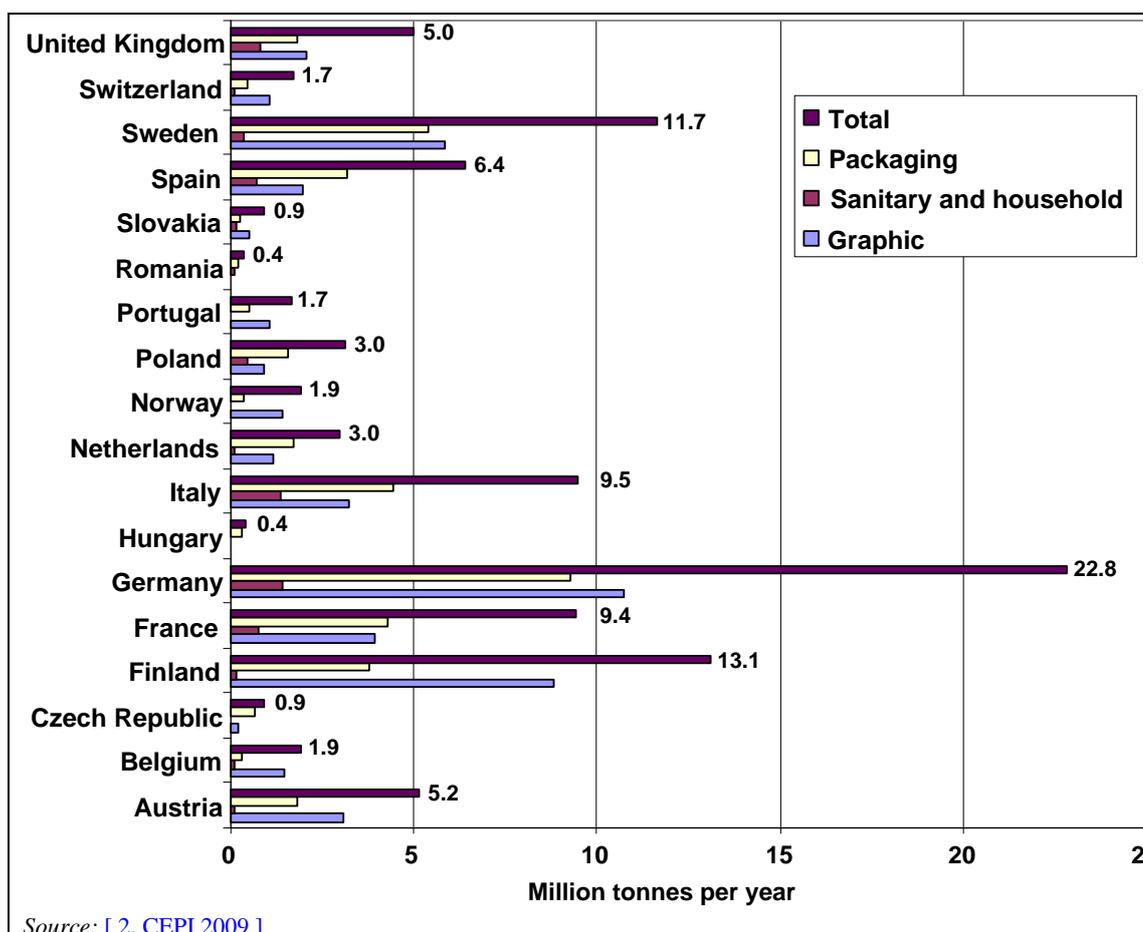


Figure 1.12: An overview of the distribution of the paper manufacturing industry across Europe for 18 CEPI-associated countries (2008)

In Europe in 2008, the eight leading paper- and board-producing countries were Germany (22.8 %), Finland (13.1 %), Sweden (11.7 %), Italy (9.5 %), France (9.4 %), Spain (6.4 %), Austria (5.2 %) and the UK (5.0 %).

Distinguishing the major grades, the main paper producers of graphic papers were Germany (22.5 %), Finland (18.6 %), Sweden (12.3 %), France (8.3 %), Italy (6.8 %), Austria (6.5 %) and the UK (4.3 %).

Within this grade, newsprint production has traditionally been concentrated in Finland and Sweden. The increased use of recycled fibres by many European producers has caused the location of industry to shift to the large consumer centres, such as Germany, France, the UK and Spain. Due to the nature of newsprint as a commodity paper grade, production units mostly have a relatively large paper machine capacity (about 300 000 tonnes/year on average for a machine).

Printing and writing papers containing wood are mainly produced in Finland and Germany, which together account for approximately a 60 % share of total production. Wood-containing papers are supplied by large-scale integrated mills (250 000 tonnes/year on average for a machine, but one can find bigger or smaller mills and machines).

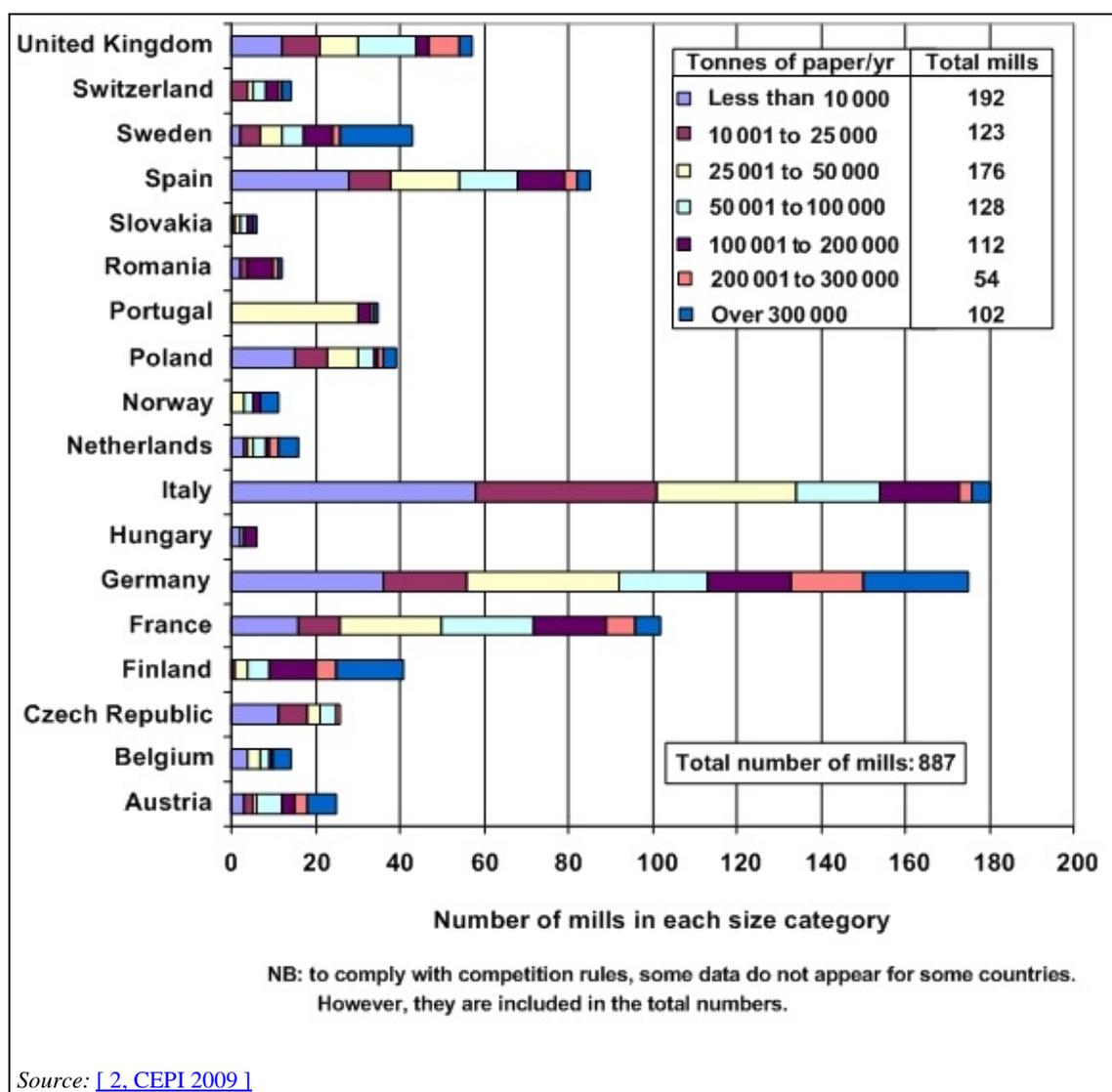
In the manufacturing of wood-free printing and writing papers, Germany, France, Finland, Italy, Sweden, and Austria play the leading role, with a remarkable amount of paper produced in most other European countries. The majority of the market consists of a small number of concentrated producers (150 000 tonnes/year on average for a machine, but one can find bigger or smaller mills and machines).

The major producers of case materials are Germany, France, Spain, Italy and Sweden. They represent around 60 % of total production. Recycled fibre-based production has grown more rapidly than virgin fibre-based production. The typical size of a paper machine is 200 000 – 400 000 tonnes/year.

For the manufacturing of cartonboards, both recovered and virgin fibres are used as raw material. Recycled fibre-based grades are predominantly supplied by Germany, Italy, the Netherlands and France, whereas the virgin fibre-based folding boxboard and liquid packaging board production is concentrated in the Nordic countries. Production capacity consists of rather small mills and machines, the average machine capacity amounting to 33 000 tonnes/year, except for the mills located in Finland and Sweden, which have an average machine capacity of 100 000 – 150 000 tonnes/year.

Tissue production is concentrated in five countries with Germany, Italy, the UK, France and Spain producing over 75 % of the tissue in Europe. Although there are over 60 mills in total producing tissue, four European producers dominate, producing together above 40 %, and two American companies accounting together for 20 % of the total production. There are still many small companies producing 10 000 tonnes/year or less, which are private or family-owned businesses. The average machine size is relatively small, approximately 30 000 – 60 000 tonnes/year.

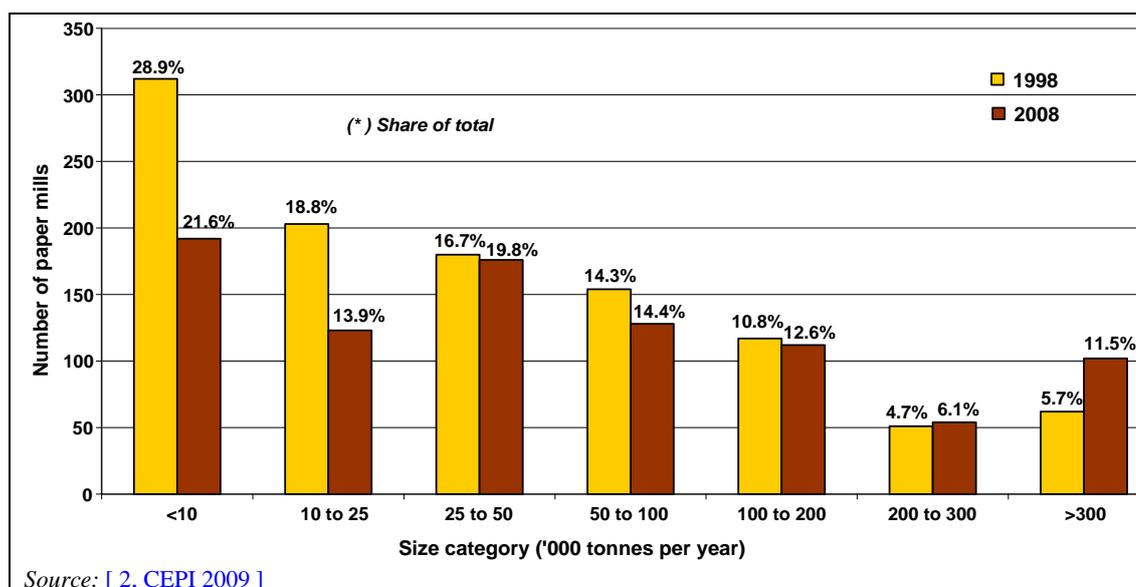
Figure 1.13 shows the number of paper mills within the different size categories across Europe in 2008.



Source: [2. CEPI 2009]

Figure 1.13: Number of paper mills by volume in Europe in 2008

In 2008, the number of paper mills in Europe totalled 887, most of which were located in Italy, Germany, France, Spain and the UK, representing together 599 mills. A total of 102 very large mills are found in the category of > 300 000 tonnes per year and 192 mills in the small category of less than 10 000 tonnes per year. Compared to pulp production, a relatively high number of small- and medium-sized paper manufacturing facilities are in operation: 491 mills with a production capacity below 50 000 tonnes/year or a little more than half of the paper mills. There is a trend to shut down smaller paper mills and build larger production units. Figure 1.14 confirms this trend over the last ten years. In 2008, the average calculated paper machine capacity was around 123 000 tonnes/year.

**Figure 1.14: Number of paper mills by volume in CEPI-associated countries 1998 and 2008**

About one third of pulp produced in Europe is market pulp, i.e. two-thirds of the sites include the integrated production of pulp and paper. Mechanical paper grades, like newsprint, SC and LWC, are usually integrated with mechanical pulp and often use only small amounts of chemical pulp. For paper for recycling manufacturing in particular, the level of integration is very high; nearly all paper for recycling mills include processing paper for recycling, and some of them add some purchased pulp. However, fine paper production in Europe is mainly based on purchased pulp, i.e. it has a high share of the non-integrated industry, whereas in Nordic countries, paper mills have, in many cases, been built adjacent to a pulp mill.

In 2008 total deliveries to other European countries accounted for 45.0 million tonnes, imports within Europe were 45.3 million tonnes. With regard to international trade, Figure 1.15 shows that exports amounted to 17.0 million tonnes to countries outside Europe, imports from countries outside the EU amounted to 5.4 million tonnes. A trend has been observed since the year 2000 towards increasing the export of paper and, for most regions, decreasing the import of paper.

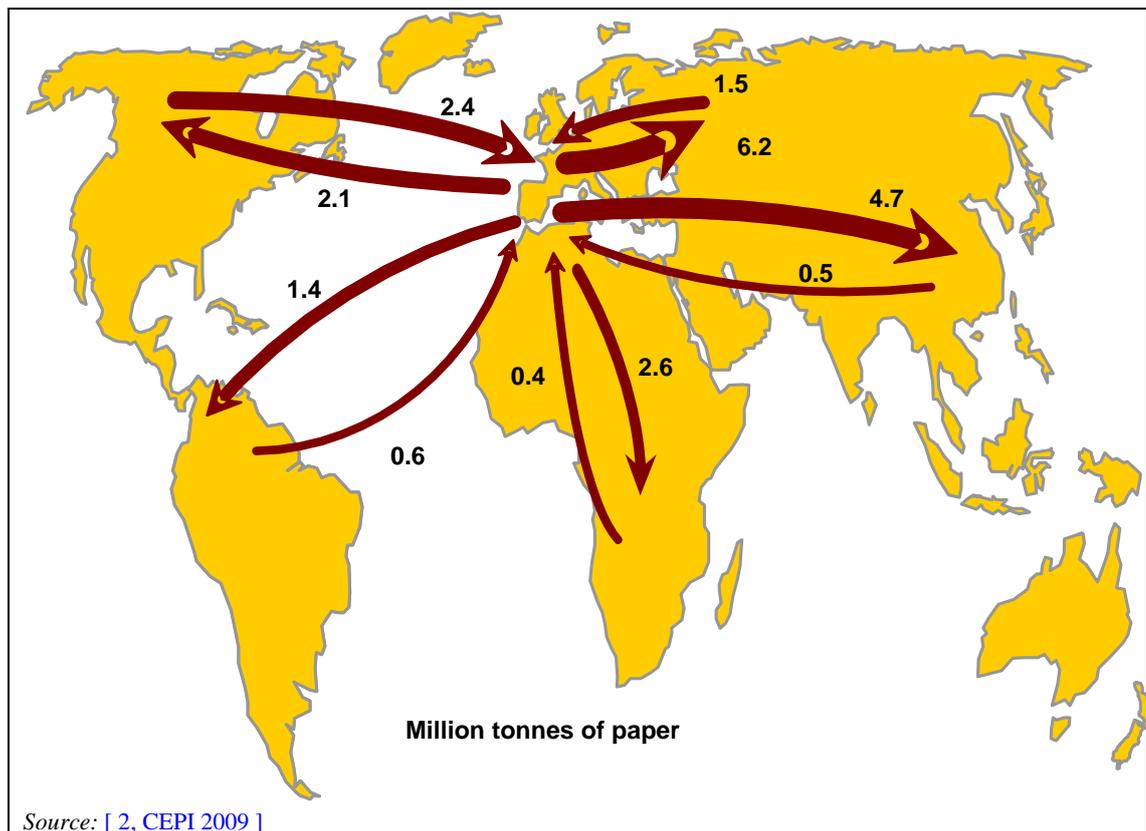


Figure 1.15: Trade flows of paper to and from Europe in 2008 (95 % of production for CEPI-associated European countries)

1.5 Classification of pulp and paper mills for the purpose of this document

The often high degree of process integration in the pulp and paper industry implies that the approach to pulp and paper mills must be related not only to describing unit production processes or lines, but also to describing the entire mill. For instance, in order to reduce effluent volumes, water is typically recirculated from the paper mill to the pulp mill which sometimes makes it difficult to distinguish between the two clearly.

It should also be considered that different fibre furnishes and processes (e.g. bleaching) for similar products will give rise to different emissions. Paper products that appear similar (e.g. graphic paper) may be manufactured through different processes and techniques with different associated consumption and emission levels.

For instance, newsprint may be manufactured from stone groundwood pulp (SGW), pressurised groundwood pulp (PGW), thermomechanical pulp (TMP), refiner mechanical pulp (RMP), chemithermomechanical pulp (CTMP), sulphite pulp, bleached softwood kraft pulp (BSKP), and/or deinked pulp (DIP). The brightness of the pulp to be achieved (the extent of bleaching) will also influence the initial emission load. Therefore, when assessing consumption and emission levels, the product-orientated approach (in this case: newsprint) should be supplemented by a process-orientated approach. The major processes that are responsible for different emission levels (e.g. the extent of oxidative bleaching of mechanical pulp) need to be taken into account and available measures for reducing emissions assessed.

Another example that shows that the estimation of emissions from pulp and paper mills should be based on a combination of a product-orientated approach and a process-orientated approach is the manufacturing of tissue paper. For tissue manufacturing too, there is a trend to use a mixture of raw materials as fibre furnishes (e.g. a mixture of different types of virgin fibres and recovered fibres). The choice of a specific fibre furnish has different drivers, such as the costs of fibrous materials, logistical aspects, customer demands and paper quality to be manufactured. There are tissue mills using from 10 % to 100 % recovered fibres. Within a certain range, a higher share of paper for recycling is normally associated with higher loads of organic substances being discharged.

Finally, several of the mills are conglomerates of multiproduct mills (see Section 2.1), making it sometimes difficult to allocate precisely the total discharges of a certain pulp and/or paper product produced when not considering the specific processes involved.

To deal with pulp and paper mills from an environmental point of view in order to determine their emissions, a combined approach should be followed:

- assessing the whole pulp and/or paper mill
- taking into account different products and product qualities manufactured.

As a result of this approach, this document describes in Chapters 3 to 7 the most important types of products manufactured and processes used for pulp, paper and board manufacturing separately for five main classes of mill. The main types of pulp and paper manufacturing are further divided into subcategories.

The structure of the European pulp and paper industry and the composition of this document are shown in Figure 1.16.

The processes and techniques in the pulp and paper industry that are common to all/most mills independent of the type of pulp or paper manufactured are discussed in Chapter 2.

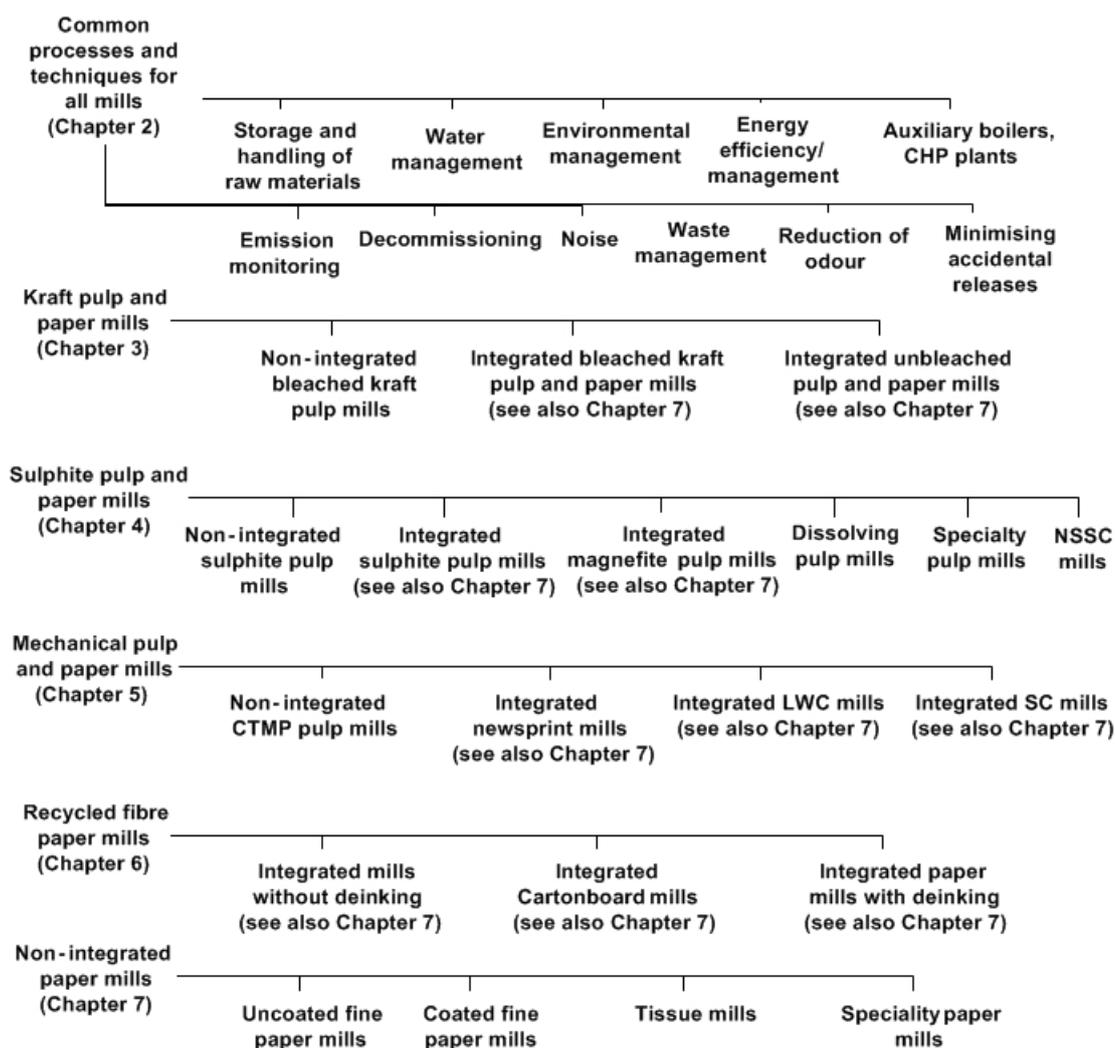


Figure 1.16: Classification of pulp and paper mills in Europe for this document including the relevant chapters for those mills

The following five major groups of pulp and paper mills are distinguished:

- kraft pulp mills (Chapter 3)
- sulphite pulp mills (Chapter 4)
- mechanical and chemimechanical pulp and paper mills (Chapter 5)
- mills processing paper for recycling (Chapter 6)
- non-integrated paper mills including speciality paper mills (Chapter 7). This section also covers the papermaking part of integrated kraft, sulphite, CTMP and CMP mills.

The most relevant types of pulp and paper mills within each of these groups are also shown in Figure 1.16. However, because of the variety of raw materials used and processes involved in pulp production and papermaking, this structure will never cover all of the cases, e.g. multiproduct mills may run different pulping lines at the same site (see Section 2.1) and not clearly classify for one of these groups.

For most readers it will not be necessary to consider the whole document but only those chapters or sections that are of interest for the mill in question. For example, market kraft pulp mills are only concerned with Chapter 3; integrated kraft pulp and paper mills should refer to Chapter 3 and Chapter 7 (which discuss papermaking and related activities); relevant information on integrated mills processing paper for recycling can be found in Chapter 6 and 7.

Pulp produced from fibres other than wood represents a small part of the production (CEPI area: 0.6 million tonnes/year; AT, HU, IT, PT, ES) and is too specific to be described in this document properly. These pulps are therefore outside the scope of this document. For them, BAT and BAT-AELs should be determined case by case.

1.6 Economics and employment in the EU pulp and paper industry

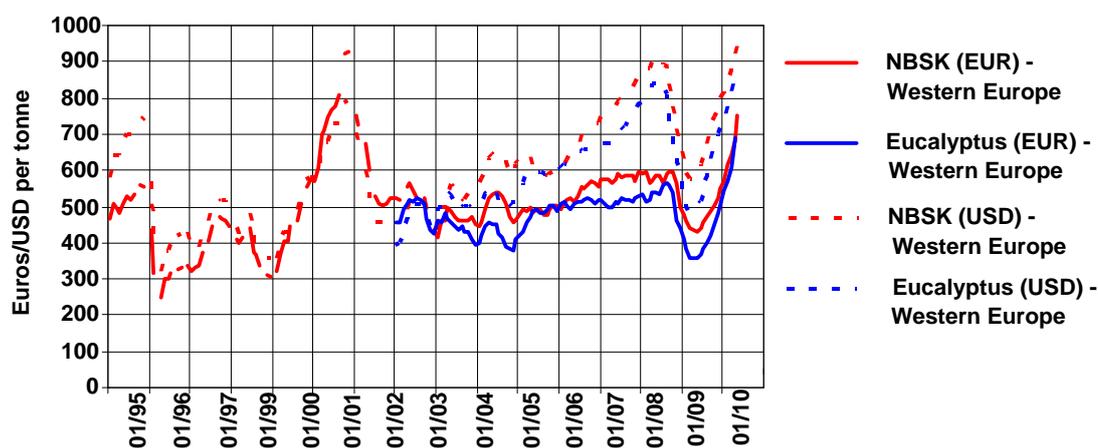
The pulp and paper industry is a capital-intensive one, leading to both long-term and variable investment plans, involving increasing cross-border integration. Since the mid-1990s, the sector has invested an average of 6 – 8 % of total revenue to improve capacity and to develop machinery and other tangible assets to reach higher levels of raw material and energy efficiency, but also to further improve environmental performance. Productivity has also increased relative to other regions.

Pulp and paper industries have been going through a process of consolidation and globalisation, which has not yet reached a more stable status. The concentration process leads to a reduction of companies. As a result of these moves, the structure of the industry is changing markedly. From 1991 to 2008, pulp production increased from 34.0 to 41.9 million tonnes while at the same time the number of pulp mills decreased from 295 mills to 193 mills. For paper production there was a similar trend: From 1991 to 2008 the production increased from 65.9 million tonnes to 98.9 million tonnes while the number of paper mills decreased from 1 292 to 887 mills. The average size of the paper mills increased during the same period from 57 300 to 122 800 tonnes/year [2, CEPI 2009]. Many companies have grown by investing in greater capacity but also by consolidating or closing a large number of small obsolete paper and board mills. Thus, the European paper industry comprises a relatively small number of very large multinational groups at one end of the scale yet a large number of small businesses at the other. The large number of relatively small-sized mills has developed niche strategies on the market.

There has been a significant change in the ownership structure since the early 1990s. Typical features in this development have been the concentration of producers into larger companies and the merging of paper mills and overseas pulp producers into larger companies. Companies from the US, the Republic of South Africa or Indonesia have been integrated into, or have established closer business relationships with European paper and board manufacturers. Likewise, there have been more regional and local integration trends inside some countries like Sweden and Finland. This reflects the global nature of the pulp and paper business today. Besides the major markets of the US, Europe and Japan, Asia and in particular China have become important players on the market. China was in 2011 the largest world producer of paper after the EU-27 (98.9 million tonnes), and the US produced 79.8 million tonnes in 2008. Southeast Asian markets are likely to grow and lead in the world consumption of paper. South America, and in particular Brazil, has also become a leader in the market pulp production. International trade in paper and papermaking fibre (pulp, paper for recycling) will probably continue to be a feature of the industry with growth continuing in all main production regions. The fastest growth will be seen in the paper and paperboard trade as countries with a surplus of fibre add value before exporting.

It is typical of the pulp and paper industry that extreme price variations occur, e.g. the fluctuations of the price of market kraft pulp resulting from business cycles and gross domestic product (GDP) evolution but also from speculation on raw materials and currency exchange rates. Supply/demand imbalances also affect the price variations (e.g. over-capacities and simultaneous temporary demand increases and drops related to stock management) depending on the grade and market considered.

Regarding paper grades, a general trend is that real prices are declining in the long term. The price variation is not the same for all pulp and paper products. The closer a company is to the retail trade and final consumer, the smaller the price fluctuations of the product are. For example, the price of pulp is much more volatile than that of tissue paper. The smaller the transactions and the lower the demand from the customer the smaller the variations tend to be. Figure 1.17 (Copyright: RISI) shows the typical variations of the prices of market pulp on the world stock market for Nordic Bleached Softwood Kraft (NBSK) pulp as well as for eucalyptus pulp – two types of pulp used as a reference on the world market.



Source: Copyright 2008 RISI, average prices Western Europe sources

Figure 1.17: Typical variation of prices for market pulp

Paper for recycling prices have also seen dramatic developments in terms of variation of prices over the last three years. Paper for recycling is traded on a global scale and China has a huge impact on availability and prices.

Since 2007, the price of wood stayed firm in Europe, even followed by an increase, especially with regard to pine and birch. The variations have been caused by the competition with wood used for energy generation, supported by public subsidies for the production of renewable energy, especially biomass-based energy. The variations of wood prices have been reinforced by the sharp increase of payments for customs established by Russia for exported wood increasing from EUR 1.5 in 2006 to EUR 15 in 2008. This measure has directly affected Finland but has also led, on a smaller scale, to an increase in prices for pulpwood in the rest of Europe.

Pulp and paper is an energy-intensive industry. On average, 21 % of the production costs come from fuel and electricity consumption [4, CEPI 2009], and as such, improving the energy efficiency of the production process has both competitive and environmental benefits. Higher prices for electricity and gas and an increased awareness of sustainability in the past years have focused the industry on energy efficiency. The increase of energy prices has considerably affected the European paper industry.

The overall demand for paper and board generally shows an upward trend with worldwide paper consumption increasing from 30 million tonnes in 1946 to 214 million tonnes in 1987. The rate of increase since 1987 has slightly reduced and worldwide total paper consumption in 1996 was approximately 280 million tonnes. Between 1991 and 2008, paper consumption in Europe increased at an average pace of 2.1 % per year. In the year 2008, the world consumption reached 391.3 million tonnes. The financial and economic crisis beginning at the end of 2008 has rapidly stopped this trend and initiated a decline in paper consumption for most grades.

Dominating pulp producers are the industrialised countries of the northern hemisphere, i.e. the US, Canada, Sweden, Japan and Finland, but countries in South America such as Brazil and Chile are rapidly developing. In Europe, Finland and Sweden, in particular, largely rely upon the revenue from the exports of pulp and paper grades. This is due to the highly 'native' nature of these products, i.e. very little import is needed in order to support the production. As a consequence of the financial crisis that was followed by a worldwide recession, the world production of pulp decreased by 1.4 % in 2008 and the same development was observed in Europe but with a greater magnitude (-4.6 %). The production of market pulp shows a decrease of 0.1 % in Europe.

In 2008, the sector generated a turnover of EUR 78.3 billion, providing direct employment to 243 300 people in Europe [2, CEPI 2009] and to even more in terms of indirect employment.

Arithmetically one person employed manufactures about 172 tonnes of pulp and 407 tonnes of paper per year (only approximated data based on rough assumptions as no data split for pulp and paper is available). This marked the paper industry as a very capital-intensive sector and a highly labour-productive sector. Labour productivity is around 0.50 finished metric tonnes per employee hour which places the European paper industry in the second position just behind Japan [4, CEPI 2009]. Figure 1.18 shows the employment evolution from the manufacture of pulp, paper and paper products in Europe (CEPI-associated countries) since the early 1990s. The trend of externalisation of some tasks such as maintenance and logistics partly explains the decrease.

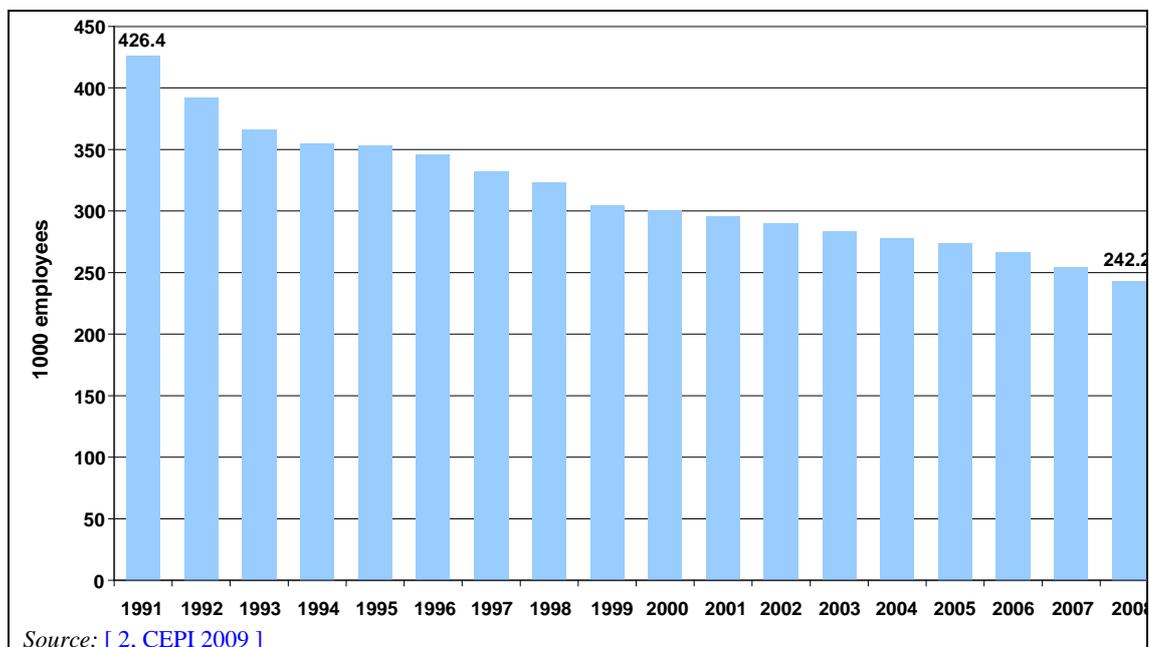


Figure 1.18: Total employment evolution in Europe (CEPI-associated countries) 1991 – 2008

The competitiveness of the pulp and paper sector is closely related to global trends affecting economies such as Russia, China, India and other Asian regions. These have invested substantially in new capacities and are playing an increasing role in reshaping raw material supply and demand. This is particularly true for China, which has welcome around 50 % of the total new capacities over the last five years. The competitiveness is also impacted by currency exchange rate and freight rate swings and market openness (European markets are fully open, contrary to most of the emerging markets which have tariff and non-tariff barriers).

The European paper industry is one of the technological leaders that have maintained their competitiveness with other regions of the world, despite the high production costs. However, increases in the costs of production and raw materials and the emergence of paper industries in parts of Asia and Latin America have presented challenges for the European pulp and paper industry.

Figure 1.19 shows the average cash manufacturing cost structure of the European pulp and paper industry in 2009. The cash manufacturing cost includes some consumables needed to produce ready-to-deliver non-converted products. Capital costs and transport are not included.

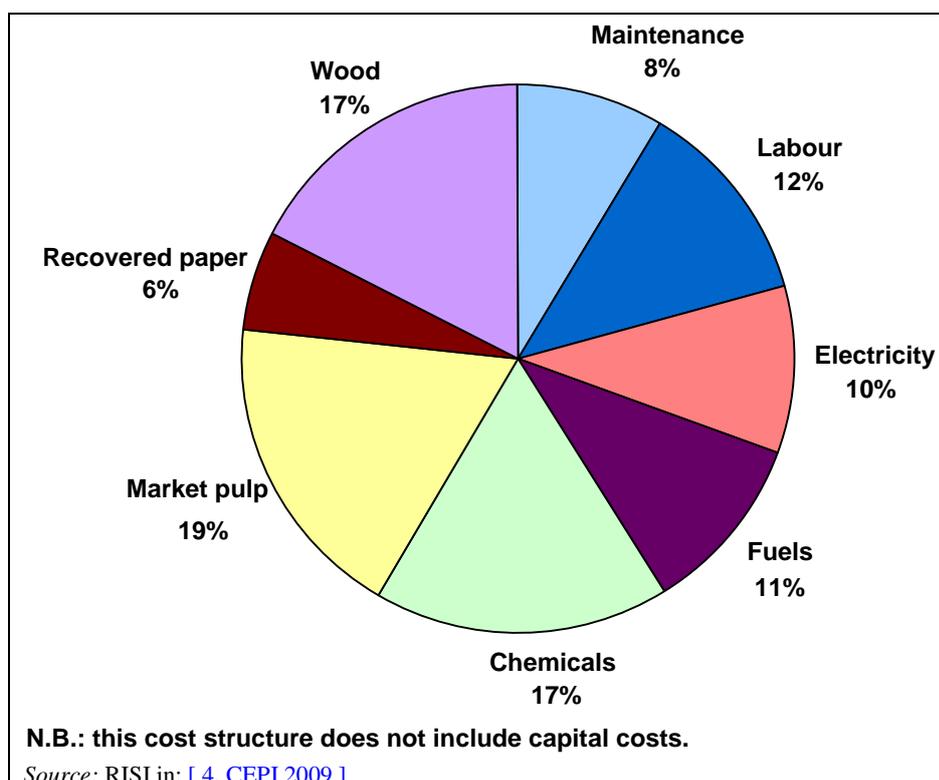


Figure 1.19: Manufacturing cost structure for the European pulp and paper industry in 2009

In Europe, a relatively large number of small- and medium-sized paper manufacturing facilities are in operation (more than 50 % of the total number of facilities). These mills often face a different challenge in terms of competitiveness to the larger mills. They are often operating in small, sometimes niche markets and have a different level of exposure to international competitors. The extension of the market specific to their kind of products is often more local or limited to very specific customers compared with the larger mills producing bulk grades. Smaller paper mills are subject to the phenomena of 'economies of scale' (a reduction in the average cost per unit resulting from increased production, realised through operational efficiencies and other cost reduction measures).

Significant benefits with larger scale operations include the purchasing power to obtain raw material and equipment at a favourable price, the optimisation of transportation, an increased specialisation of management and employees (a high degree of knowledge and specialisation for operating the equipment) needed for adopting production processes and improved marketing capacities. Another factor that could produce benefits based on the scale of production is the structure needed for the process control: plants of larger dimensions can be managed by more sophisticated and more productive equipment (as their higher cost can be amortised more easily) and require fewer employees. Therefore, as the production capacity increases, so does the possibility of taking advantage of specialised controls. The dimension of the plant could influence the level of 'profitability' and 'efficiency' of the paper mill, thanks to the technological economies of scale, which means that as the output increases, real savings of resources are produced [7, Italian TWG 2007]. Companies of larger dimension in the paper sector therefore have the possibility to better manage costs in order to obtain competitive prices and increased profitability that could allow them to be better prepared for further investment in new technologies. The importance of the economy of scale in the paper sector comes from the technologies that are needed. In fact, the paper industry is a typical capital-intensive industry, where the ratio between capital and labour per unit of product is very high and the technologies play an important role. The consolidation of the production processes tends to reward the larger scale operations and also those operations which integrate fibre manufacturing with paper production. Another factor that could produce benefits based on the scale of production is the possibility for larger mills to attract more skilled personnel.

In the paper industry there is a strong tendency for companies to merge which creates economic difficulties for the weakest enterprises, as the packaging sector has experienced, for example. Where merging is less relevant is where there is a possibility of introducing quality differentiation, where small mills can more easily have a share of the market. To increase competitiveness, smaller mills often tend to go in the direction of providing their customers with more specific products and greater flexibility, in many cases ending in niche productions.

1.7 Main environmental issues of the production of pulp and paper

General evolution of consumption and emission levels since 1990

The pulp and paper industry has historically been considered a major consumer of natural resources (wood), energy (fossil fuels but with a substantial share of 'bioenergy', electricity), and water, and has been a significant contributor of pollutant discharges and emissions to the environment. Technological changes, the use of environmental and energy management systems, the increased recycling of paper, the employment of highly trained and committed personnel, investments in environmental measures and continuous improvements allowed for a stepwise reduction in the environmental footprint, and have decreased emissions by 80–90 % or more on a product-specific basis (per tonne of product) since about 1980. Figure 1.20 and Figure 1.21 show the relationship between pulp and paper production and consumption and emission levels.

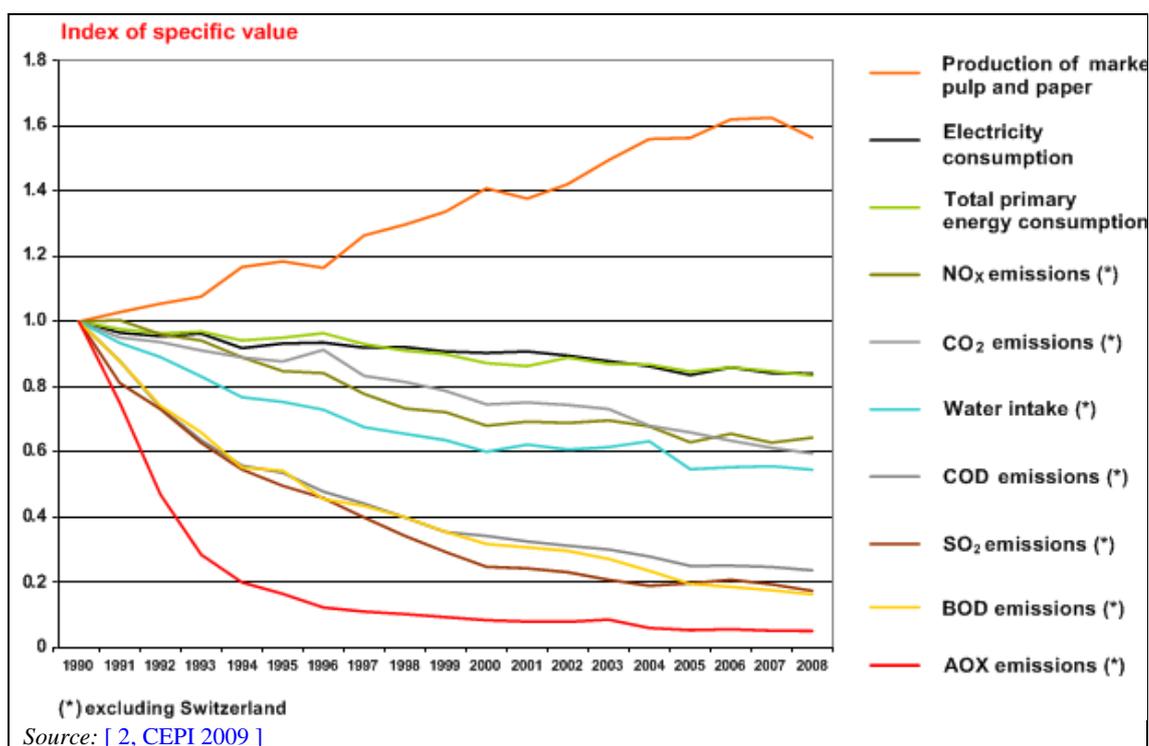


Figure 1.20: Evolution of specific consumption and emissions (kg pollutant/t of product) in the European pulp and paper industry from 1990 to 2008

The index of the product-specific values (see Figure 1.20) shows that energy consumption and emissions per tonne of market pulp and paper have been declining while paper and pulp production has increased by 60 % since 1990. The specific electricity and total primary energy consumption decreased at a slower rate than emissions.

The index of absolute values shown in Figure 1.21 follows a slightly different trend. It shows how pulp and paper production, emissions and consumption levels of European pulp and paper mills have changed between 1990 and 2008 in absolute terms. Primary energy consumption and electricity consumption increases at a similar rate to the increase of production (it is not indicated in the source whether emissions of CO₂, NO_x and SO₂ from the generation of purchased electricity are included in these values); emissions to water and emissions of SO₂ to air have been reduced in spite of continuous growth of production; emissions of NO_x and CO₂ to air and water intake remain approximately stable although production increases.

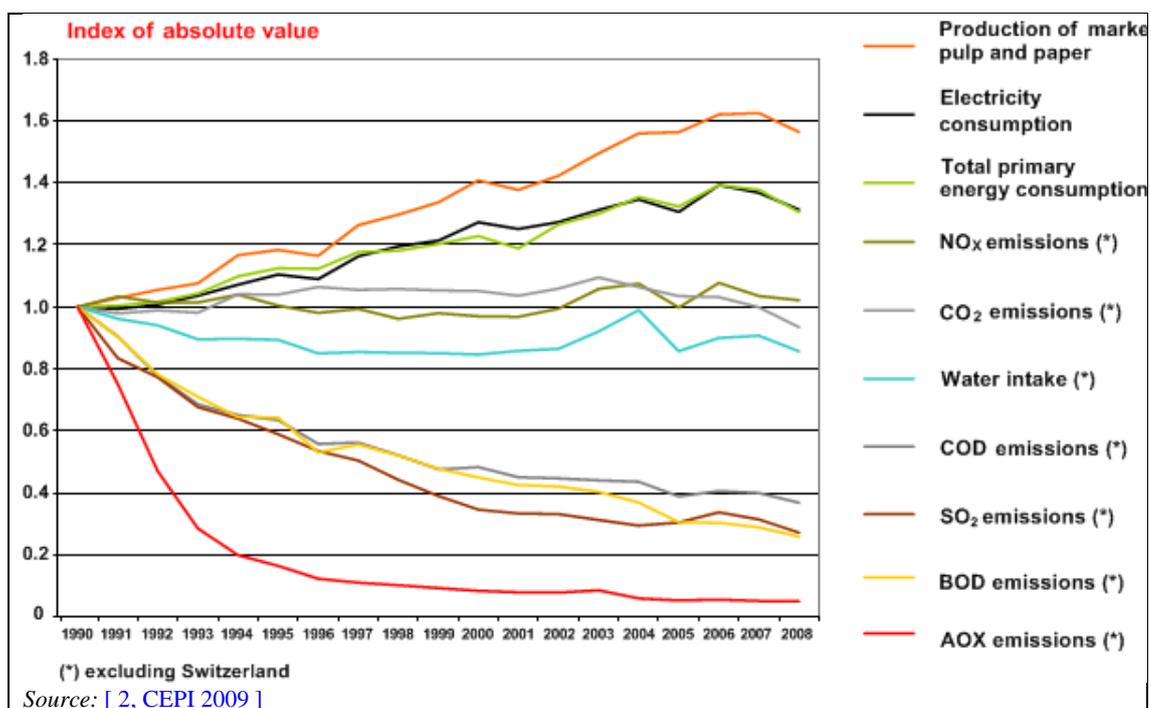


Figure 1.21: Evolution of the absolute consumption and emissions in the European pulp and paper industry from 1990 to 2008

Figure 1.22 gives an aerial view of a rather large integrated site where kraft pulp is produced, part of which is pumped to the adjacent mechanical pulp and paper mill. Activities include energy generation and waste water treatment. The figure shows the extension of a larger site and the general shape of modern installations.



Figure 1.22: Aerial view of an integrated kraft pulp, mechanical pulp and paper site with a power plant and a waste water treatment plant

Despite the significant environmental improvements achieved since the early 1990s, the challenge is to continue to make progress to ensure that every part of the production process is environmentally sound. The current environmental challenges of the pulp and paper sector can be summarised below.

Supply of pulpwood, virgin fibre, paper for recycling and non-fibrous materials

In Europe, the raw materials used in papermaking are wood pulp, paper for recycling, non-fibrous materials (e.g. fillers, coatings and chemical additives) and, to a limited extent, other fibrous material (e.g. cotton, linen, bark, hemp, jute, straw and rags). Using wood as the main raw

material, the paper industry is based on a renewable resource. In most European countries certification of sustainable forest management has become an important tool to ensure that wood used in products comes from responsibly managed forests, taking equal account of economic, environmental and social impacts. Environmental organisations established the first certification scheme under the Forest Stewardship Council (FSC) banner. Several other schemes followed. Today, the second most prevalent system is the Programme for the Endorsement of Forest Certification (PEFC). While certification was initially created to combat deforestation in the tropics, most certified forests are located in the northern hemisphere, of which nearly 100 million m³ are in Europe. In total 10 % (approximately 380 million hectares) of the world's forests are certified. Chain of Custody certification makes it possible to trace the raw materials along a chain from the forest to the end product, allowing the manufacturer to label the product as certified. In addition to an increasing demand for certified goods from market players (e.g. publishers, printers), some policy developments have led governments to be increasingly involved in the certification arena, e.g. through FLEGT (the EU adopted Action Plan to combat illegal logging from 2004 entitled 'Forest Law Enforcement, Governance and Trade') and Green Public Procurement.

The increasing competition between wood for bioenergy and for the paper industry presents a new challenge in terms of long-term availability and costs.

Once consumed, most forest-based products start a new life as a valuable secondary raw material or as biofuel. Paper for recycling represented, in 2008, 42.7 % of the total raw materials used and 50 % of the fibres used. Paper for recycling provides an important complementary fibre source for paper production. It reduces the amount of paper in the waste stream, thereby reducing the pressure on landfill capacity and reducing greenhouse gas emissions from paper decaying in landfills. Many European countries have formally adopted their own paper recovery goals and have made substantial efforts to enhance public awareness of paper recovery programmes and their benefits to society and the environment.

The trend of consumption of raw materials for papermaking from 1991 to 2008 is shown in Figure 1.23. In 2008, the European paper industry used 48.6 million tonnes of paper for recycling, decreasing by 2.6 % from the previous year. From 1991, consumption of paper for recycling has grown 89 % (around 23 million tonnes).

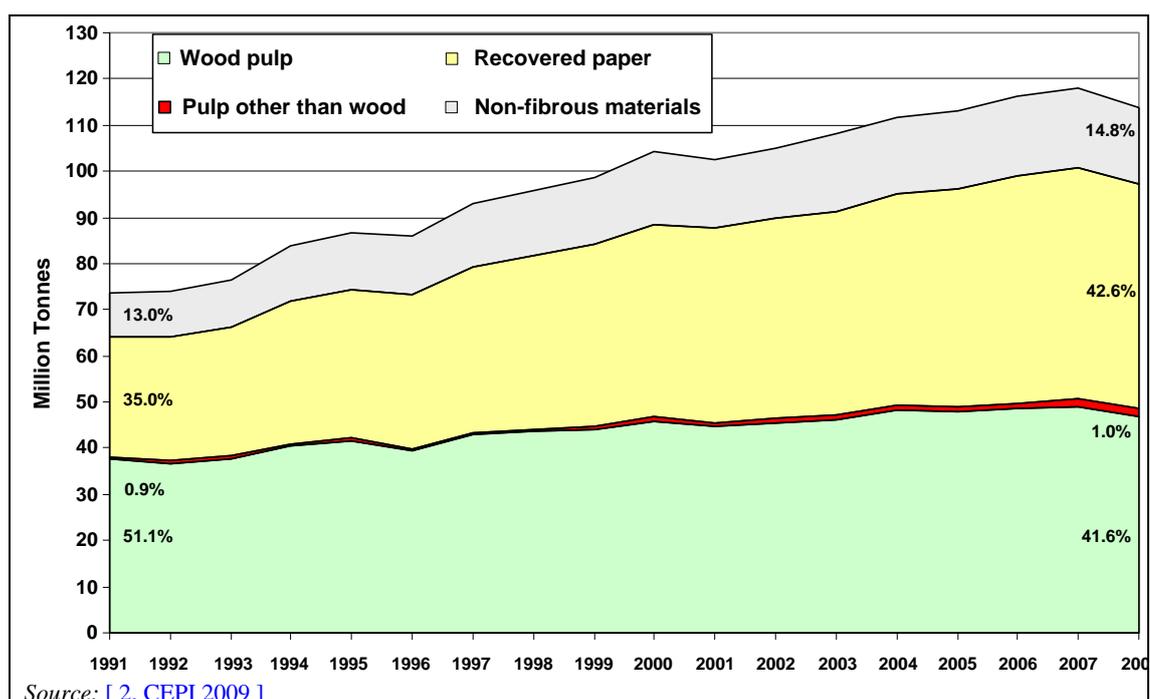


Figure 1.23: Raw materials consumption in papermaking in CEPI-associated countries 1991 – 2008

In 2011, in Europe nearly the same amount of virgin wood pulp and paper for recycling is used. As the recycling of paper for recycling in Europe has reached quite an advanced level, a rather slow increase in recycling can be expected in the coming years. In some Member States, progress can be made in terms of collection and recycling rates. Generally, eco-design, recyclability, sorting and collection are areas where progress can still be achieved.

The non-fibrous materials that are used in larger quantities in papermaking are basically clay, calcium carbonate, starch and other non-fibrous materials (chemical additives). In 2008, 16.7 million tonnes of these materials were used by the European paper industry which represents 14.7 % of the raw materials used in the sector. Figure 1.24 shows the consumption of non-fibrous materials in CEPI countries from 1991 to 2008. The considerable increase in the use of calcium carbonate warrants attention as this trend leads to higher concentrations of CaCO_3 in the process waters of processing paper for recycling paper mills (see Section 6.3.5).

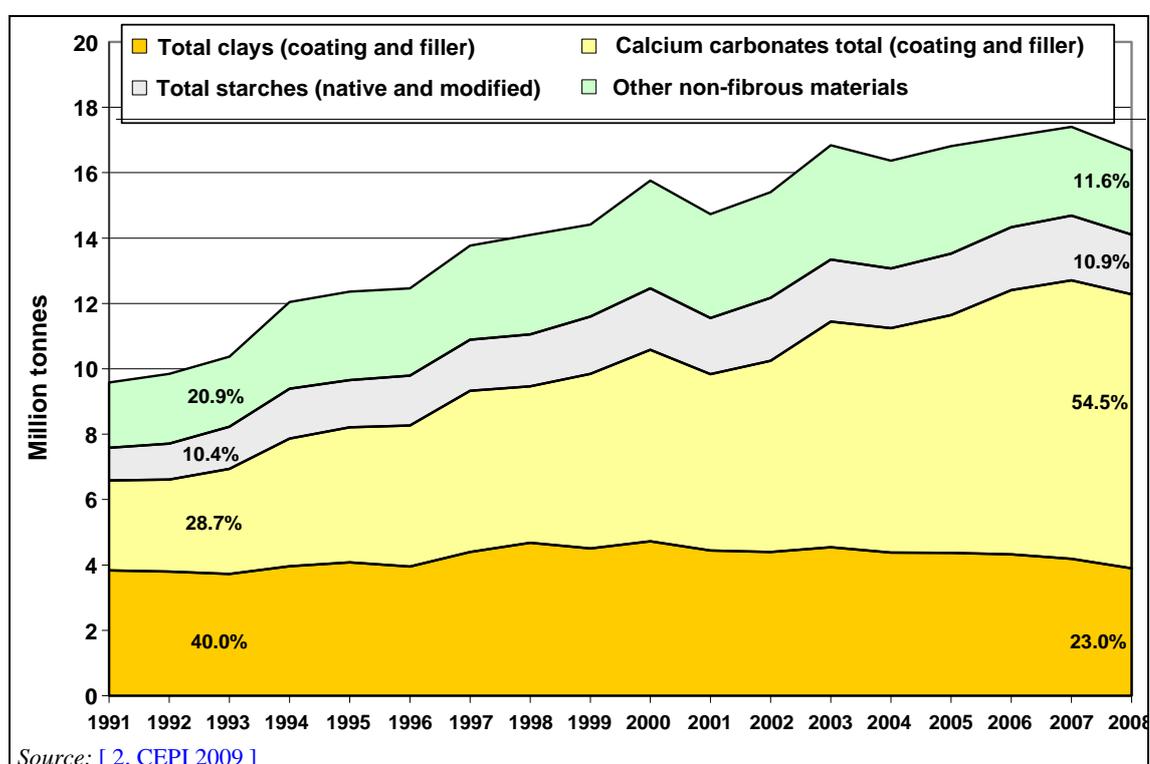


Figure 1.24: Non-fibrous material consumption in CEPI-associated countries 1991 – 2008

Fillers, coatings and starch are often supplied by a few large producers of chemicals. Regarding starch, the producers in Europe use maize, wheat or potato. Clay and calcium carbonate are open-cast mined all over the world and calcium carbonate is partially produced by a precipitation process ($\text{CaO} + \text{CO}_2$).

Fuel and energy use, CO_2 emissions and climate change

The pulp and paper industry is a very energy-intensive sector. There is a wide range of pulp and paper products and processes, each with different energy requirements. Producing one tonne of paper requires on average around 11.5 GJ of primary energy, depending on the raw materials and fibre furnish used, the paper grade and quality manufactured, and the techniques applied. The energy required for paper production is comparable to that of other energy-intensive products, such as cement or steel. On the other hand, the most important natural resource for paper manufacturing is biomass, mainly wood as the major fibre source, the use of which is assumed to be CO_2 neutral. Today's pulp and paper industry is the largest user and producer of renewable energy sources and relies heavily on biofuels: around 50% of all primary energy is biomass-

based. Figure 1.25 shows the shares of energy carriers in primary energy consumption in the European pulp and paper sector in 2008. 52.5 % is biomass.

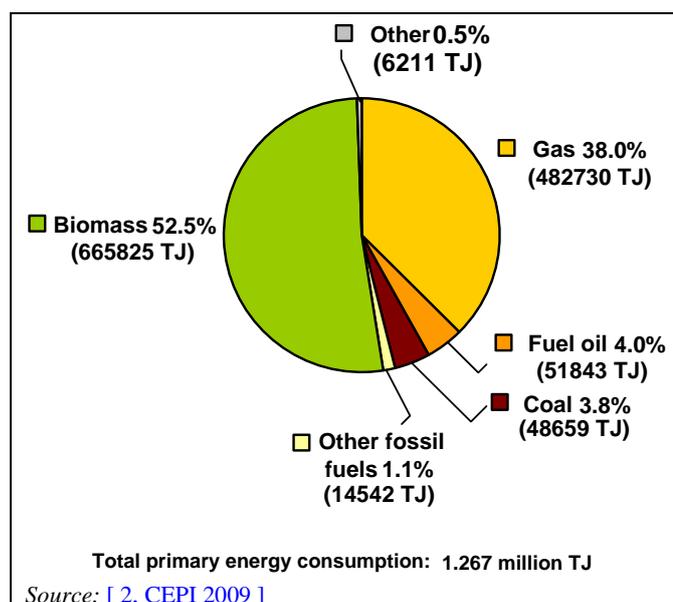


Figure 1.25: Shares of primary energy consumption in the European pulp and paper industry in 2008

Energy efficiency and reduction of the consumption of fossil fuels is an important issue for the sector and has both competitive and environmental implications. In many European countries, energy efficiency programmes for the sector are under way. However, the total demand of process energy is still high.

Another key aspect in the environmental performance of the sector is the on-site generation of electricity and heat. The pulp and paper industry is one of the largest users of combined heat and power production (CHP) which enables paper mills to save around 30 % of energy when compared with conventional technologies and contribute to a reduction of greenhouse gas (GHG) emissions. In 2007, 95.79 % of the total on-site electricity generation for European pulp and paper mills was produced through CHP or around 50 919 GWh. Table 1.4 shows the electricity consumption in the CEPI-associated countries between 2005 and 2007 and the percentage of electricity produced through CHP compared to total on-site electricity generation.

Table 1.4: Electricity consumption in CEPI-associated countries 2005 – 2007

Electricity consumption	2005	2006	2007
Electricity produced on site (GWh)	49 591	50 873	53 157
- amount produced through CHP (%)	95.55	95.96	95.79
Purchased electricity (GWh)	74 926	79 194	76 980
Sold electricity (GWh)	-8 557	-8 893	-9 105
Total electricity consumption (GWh)	115 838	121 192	120 742
NB: CEPI total: AT, BE, CH, CZ, DE, ES, FI, FR, IT, NL, NO, PL, PT, SE, SK, UK, excluding HU.			
Source: [2, CEPI 2009], [4, CEPI 2009]			

The European pulp and paper industry has a direct emission of about 37 million tonnes of CO₂ per year which accounts for 2 % of the emissions under the EU ETS (European Trading Scheme) and less than 1 % of the EU total emissions (2008 data, Source: EU Community Independent Transaction Log (CITL)). About 900 installations are included in the EU ETS system, excluding only about 260 installations [2, CEPI 2009]. The CO₂ emissions are mainly caused by

combustion processes: producing the electricity and heat needed for the processes. Indirect emissions are caused by purchased electricity (around 62 % of the total electricity consumption).

Directive 2009/29/EC of the European Parliament and of the Council of 23 April 2009, amending Directive 2003/87/EC so as to improve and extend the greenhouse gas emission allowance trading scheme of the Community (the EU ETS Directive), contains a range of implementing measures to be adopted by the Commission after agreement by the Member States. As an important measure, the Commission has determined the sectors deemed to be exposed to a significant risk of 'carbon leakage' (i.e. risk of suffering competitive and trading disadvantages due to additional cost burdens caused by the excessive costs of the acquisition of CO₂ allowances). As a result of the consultations, pulp and paper is on the list of energy-intensive industries with a risk of 'carbon leakage' (pulp has a trade intensity above 30 % and paper a trade intensity above 10 % and a CO₂ cost above 5 %).

Water use

Water is one of the main elements for paper manufacturing. It has been an important resource for the paper industry from the beginning and, to date, industry has made a lot of progress to clean and reduce the water used in the paper industry. There has been a development to close up water circuits in pulp and paper mills. And in regions with scarce water resources or a dry climate, further reduction of water use per tonne of product will be essential in order to keep the capital-intensive production sites. Those sites will probably be the first movers that develop new techniques and management methods toward water-saving solutions. Other driving forces for developing techniques using less water will probably be the regional costs of raw and waste water. However, there is a trend not to push too much further for the closure of water circuits in normal pulp and paper mills because of the technical drawbacks often involved such as scaling, increased corrosion, accumulation of salts or non-process elements in process waters, etc. Today there are no kraft mills operating full time that completely recover all bleach plant effluent. One CTMP mill, the sodium-based bleach plant of a sulphite pulp mill and a few producers of corrugating media and Testliner using recycled fibre have realised zero effluents to water.

Under an integrated perspective, the aim is to move towards the most minimal impact pulp and paper manufacturing possible, which means a concept with a broader range of issues and challenges covering minimisation of resource consumption (water, energy, fibres, chemical additives) and emissions, minimising cross-media effects, taking into account economic aspects and working environments. In a few paper mills, an increased reuse of treated process waters by implementing production-integrated advanced waste water treatment systems can be observed. However, water use is not to be seen separately from the other main elements for production which are energy, fibres and chemical additives and proper functioning of all technical devices. Energy consumption, use of chemical additives, runnability of the paper machines and product quality are closely linked to the water used per tonne of pulp or paper and should be assessed in an integrated way.

Emissions to water

The public concern about the potential environmental hazard from the use of chlorine in the bleach plants has brought about a drastic decrease in the use of molecular chlorine as a bleaching chemical since the 1990s. The environmental control authorities in many countries have set severe restrictions on the discharges of chlorinated organics (measured as AOX) into the aquatic environment. A reduction of AOX was achieved by a combination of several measures: in western Europe, the use of molecular chlorine has been completely replaced by chlorine dioxide and the use of chlorine free bleaching chemicals such as molecular oxygen, hydrogen peroxide, ozone or peracetic acid.

Due to the strong reduction of the chloride content of the effluents, a closure of the mill system and recycling of the bleach plant effluent back to the chemical recovery system of the mill has been made possible. The reduction of both chlorinated and non-chlorinated organic substances in the effluents of pulp mills has been achieved to a large extent by in-process measures such as: increased delignification before the bleach plant by modified cooking and additional oxygen stages, spill collection systems, efficient washing, and stripping and reuse of condensates.

Another factor contributing to the decreased emissions of AOX and unchlorinated toxic organic compounds into receiving waters was the installation of external treatment plants of different designs.

Water emissions have been targeted and have been improving considerably over time. However, as the water flow especially from larger mills is relatively high, the reduction of the remaining load of poorly biodegradable organic substances including some chemical additives like chelating agents (EDTA, DTPA), the emissions of nutrients (nitrogen and phosphorus) that cause eutrophication in receiving water bodies, and the discharge of suspended solids will continue to remain a challenge for the pulp and paper industry in the future.

Emissions to air

In the past, chemical pulp mills have caused serious emissions of sulphur (acidification) but in recent years, sulphur air emissions have especially been reduced by substantial progress in process technology. Recovery boilers and lime kilns are still important sources of air pollutants such as dust, NO_x, SO₂, CO and H₂S in some cases.

Because of the need for heat and power, most pulp and paper mills operate on-site power plants, auxiliary boilers, steam blocks or combined heat and power plants. These plants contribute significantly to total industrial emissions despite high efficiency combustion and efficient flue-gas cleaning. The key air emissions connected to the combustion of fuels for energy production (NO_x, SO₂, dust) will thus remain an issue for the sector as Directive 2001/81/EC of the European Parliament and of the Council on national emission ceilings for certain atmospheric pollutants (NEC Directive) aims at limiting emissions of acidifying and eutrophying pollutants and ozone precursors. The intention to move towards the long-term objectives of not exceeding critical levels and loads and of effective protection of all people against recognised health risks from air pollution will also demand some additional efforts from a number of mills that still have potential for improvement.

Solid waste

Many companies choose to implement integrated waste management plans that seek to minimise residues to be sent to landfill and to further increase the share of residues that are reused, recycled or recovered (including energy recovery). The goals for the management of residues in the pulp and paper sector include their use as renewable fuels, as soil improvers or as raw materials for other industries or their conversion into added value products for other users. New concepts in the sector aim at a best possible usage and energetic recovery of most residues generated on-site, if possible recycling also the ashes, e.g. in the construction or cement industry or using ash for soil stabilisation. The general target is minimising the amount of waste to be sent to landfills. These solutions aim to achieve waste reduction, resource recovery and energy efficiency at reasonable costs.

Odour and noise

Locally, odour and noise nuisances from pulp or paper mills are expected to remain future priorities for environmental actions in the pulp and paper industry.

Transport

Transportation is a critical theme for the European industry especially because of the closely associated issues of energy, climate change, use of fossil fuels, noise and other traffic-related issues. Transport is an inherent requirement because of the nature of the industry with the raw materials usually located a considerable distance from the end markets.

Road transportation remains the main mode of transport for European pulp and paper distribution and, due to current market demands, this is likely to continue. Alternatives such as rail often do not fulfil the cost and service expectations of the sector. Where available and possible, ship transport can be a cost efficient and environmentally sound alternative. Often companies use a network based on rail, road and water. However, it can be expected that policies to mitigate climate change by internalising external costs and integrating transport into the Emissions Trading

Scheme will further increase cost pressures related to the transportation of raw materials and finished products.

2 COMMON PROCESSES AND TECHNIQUES FOR THE WHOLE PULP AND PAPER SECTOR

How to read this chapter

Some processes and techniques in the pulp and paper industry are common to most mills independent of the type of pulp or the paper grade manufactured. They are discussed in this chapter. These processes/operations may play a supporting role to the main production of pulp and paper or may contribute to the environmental performance of the mill and the process-related best available techniques that are described in more detail in Chapter 8. Cross references refer the reader to more detailed aspects discussed in the process-related chapters.

The chapter starts with a discussion of the general concept of how to approach emissions for integrated pulp and paper mills or multiproduct mills (see Section 2.1).

Then, information and data on general processes used within the sector are provided (starting with Section 2.2). These are horizontal matters or activities that do not relate to one specific pulp and paper activity. The logic of the chapter follows the major raw material flows that enter the pulp or paper mills and that are converted into pulp and paper products (fibre sources, chemical additives, water, energy) and discusses the general techniques that can be considered for integrated prevention and reduction of pollution.

The chapter on the common processes and techniques is organised in a similar manner to the other process-related Chapters (3 to 7) of this document: it starts with a description of the applied techniques and indicates the environmental impact of these measures (see Section 2.2 to 2.8).

Consumption and emission levels are presented here only for two cases: (a) regarding energy use, consumption levels are given (Section 2.5.2 and 2.5.4) as far as deemed necessary to understand the general aspects; (b) for steam and power generation in pulp and paper mills consumption and emission levels are given here (Section 2.6.2), following the same approach as the process-specific Chapters 3 to 7.

Then, starting from Section 2.9, the general techniques to consider in the determination of BAT are discussed. Finally, those techniques from Chapter 2 that are considered BAT for the sector as a whole are summarised in Section 8.1 'Best Available Techniques'. These best available techniques are suitable for reducing the overall emissions and will therefore influence the environmental performance of pulp and paper mills.

Chapter 2 should be read in conjunction with the respective Chapters 3 to 7 that are applicable to a given pulp and paper mill in order to get the complete picture of the BAT for a particular installation.

2.1 Integrated and/or multiproduct pulp and paper mills

This section on integrated sites and multiproduct mills explains the special features to be considered for integrated pulp and paper production and advises the reader of this document how a more complex plant that produces various types of pulp and paper at the same site can be approached when estimating its emissions.

For the different areas of pulp and paper production, the product and process-related BAT-AELs are described in Chapter 8.

The BAT-AELs for chemical pulping and also for papermaking are described in Chapter 8 for non-integrated mills. However, in practice there are very often integrated and even multiproduct mills. For such cases, it is important to have an appropriate approach to estimate emissions that combines the contribution from the individual processes involved (pulping and papermaking). Such an approach that proposes a mixed calculation for the waste water discharge is presented in Section 2.1.2. This approach requires a definition of the terms non-integrated, integrated and multiproduct mills.

2.1.1 Definition of non-integrated, integrated and multiproduct mills

Non-integrated mills

A non-integrated installation means either:

- a pulp mill that produces market pulp and does not run a paper machine. Market pulp is pulp manufactured and normally dried at one mill location for sale to paper manufacturers at other locations; or
- a paper mill that simply reconstitutes pulp made elsewhere and manufactures paper.

Integrated mills

Integrated production means that pulp and paper are produced in the same plant. The pulp is not dried before paper manufacture. Integrated mills can however also use some dried pulp acquired elsewhere. The level of integration can vary from a normal integrated mechanical pulp and paper mill to multiproduct integrated mills. There are mainly the following types of integrated mills:

- chemical pulp mills (kraft or sulphite pulp) with papermaking;
- mechanical pulping with papermaking;
- mills processing paper for recycling with papermaking;
- mixture of mechanical pulping and processing paper for recycling with papermaking;
- other mixtures, e.g. chemical pulp and paper for recycling can be used at the same site for the manufacture of a single product. Some additional mechanical pulp may also be produced in some mills;
- multiproduct mills.

Multiproduct mills

The term 'multiproduct mill' refers to a production site where wood-based products of a wide variety are manufactured (sawn goods, chemical pulps, mechanical pulps or pulp from processing paper for recycling, different paper and board grades and wood-derived by-products). An overview of such a multiproduct mill and the major processes and possible combinations are shown in Figure 2.1. The figure also indicates where the different processes are described in this document.

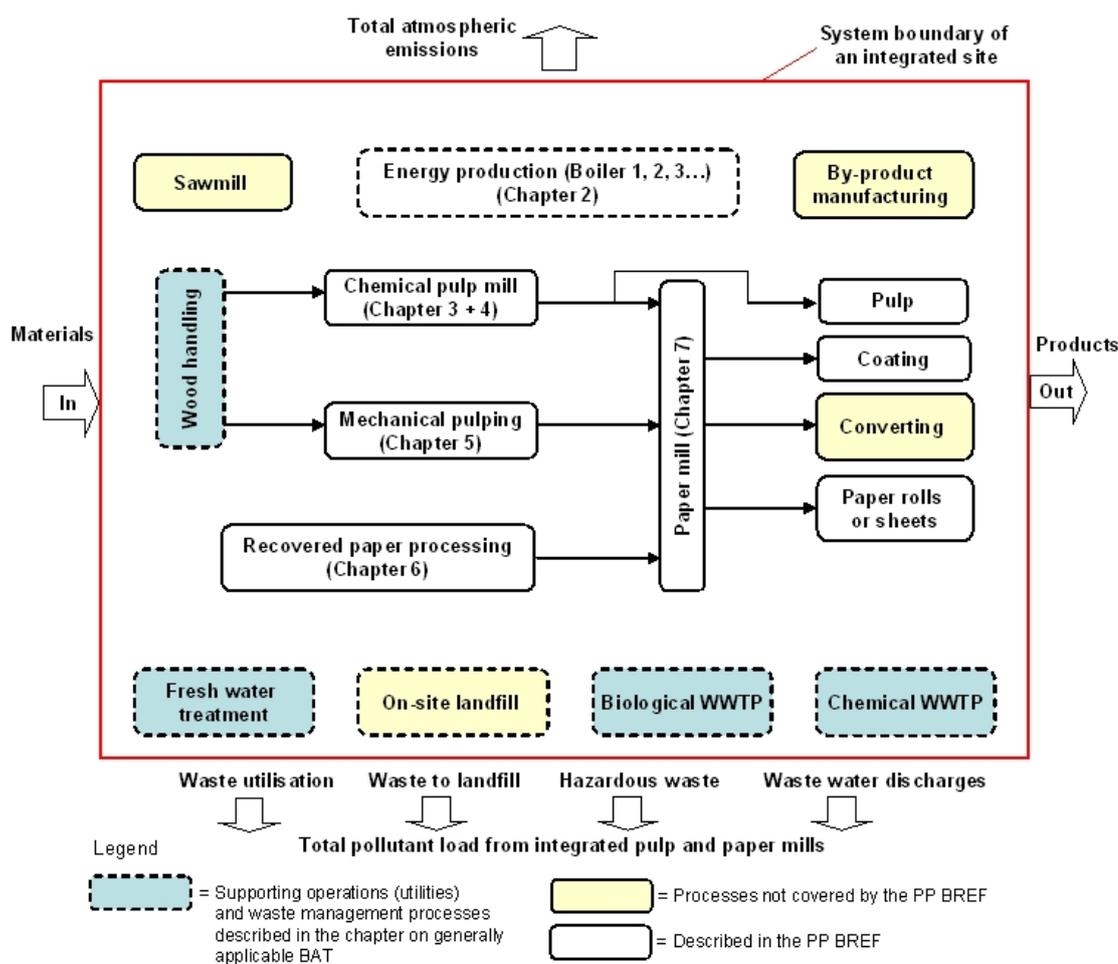


Figure 2.1: Overview of the different processes in a multiproduct mill and where they are described in this document

The multiproduct mills may run different pulping lines and may produce paper grades from a mix of raw materials. There are multiproduct mills with and without papermaking. A mill producing e.g. kraft pulp and CTMP but no paper is also a multiproduct mill but not an integrated mill.

For complex integrated pulp and paper mills such as most multiproduct mills, there are basic differences between point source atmospheric emissions and waste water discharges.

Gaseous emissions from point sources are released from selected processes directly to the atmosphere (after having passed air cleaning devices, if applicable) and can be assigned to a specific emission source. Non-point sources such as weak and strong gases from kraft pulp mills are collected from various locations in the mill and are normally burnt and thus converted into a point source. Additionally, uncollected odorous gases are released as diffuse emissions.

Waste waters from different processes of the integrated production are usually mixed and treated together in the biological waste water treatment plant. In large integrated mills that run different production lines/machines, the variation of emissions over time from the mill is smaller than in smaller mills, and a smoother running of the biological treatment plant is achievable (variation of emissions during different reporting periods can be consulted in Section 10.2.1). Normally only one point of discharge is measured. It is not easily possible to distinguish after treatment between the discharges from individual processes to the environment.

In some integrated mills, additional pollution loads may be considered, which however do not contribute large amounts of extra pollutants: (i) some mills run PCC (precipitated calcium carbonate) plants that produce PCC used in papermaking from burnt lime and carbon dioxide.

Solid-containing waste water from the PCC plant is directed to the waste water system of the integrated mill, which results in an increase of the initial TSS emissions to the waste water treatment plant; (ii) leachate and condensation water from the drying of timber in the sawmills can be directed to the integrated waste water treatment plant. The oxygen demand load and nutrient load of these waters are minor though; (iii) conversion of by-products from kraft pulp-making, e.g. further processing of turpentine and tall oil in conversion plants situated on the integrated site. The waste water from these often externally-owned companies (e.g. Arizona Chemicals Oy for the Stora Enso Oulu site, Forchem Oy for the UPM/Botnia Rauma site) is directed to the integrated waste water treatment plants.

Atmospheric emissions and waste amounts can be allocated according to the source of the pollutant. The emissions of the auxiliary boilers, the recovery boiler(s) or the lime kiln can be assigned to the technical unit of concern. However, in multiproduct mills the recovery boiler can be fed with fuel from various processes, e.g. kraft process, the NSSC fibre line or other processes. The same applies to the process-related waste fractions. The values of BAT-AELs for these individual technical units/processes are given in Chapter 8 of this document.

2.1.2 Proposed approach to estimate emissions for integrated chemical pulp mills and/or multiproduct mills

As indicated above, in integrated and/or multiproduct mills, there is a common treatment of the waste water from the different production areas. Consequently, the difficulty of estimating emissions for integrated and/or multiproduct mills is limited to waste water.

The technical descriptions of the basic production operations at integrated and/or multiproduct mills can be found in the corresponding chapters of this document, e.g. supporting operations (utilities), processes and techniques common to all mills in Chapter 2; chemical pulping in Chapters 3 and 4; different types of mechanical pulping in Chapter 5; processing paper for recycling in Chapter 6, and papermaking in Chapter 7.

However, in the case of integrated mills with mechanical pulping and processing paper for recycling, the breakdown may not be necessary as mechanical pulping and processing paper for recycling operate almost exclusively in an integrated way. For practical reasons, for these two types of pulping (mechanical pulping and processing paper for recycling), the description of processes, techniques, BAT and the BAT-AELs cover both mechanical pulping/processing paper for recycling and papermaking (only for a detailed description of the processes and techniques of papermaking should readers refer to Chapter 7). If a mill however produces market mechanical pulp or market deinked pulp (DIP), the same emission levels associated with the use of BAT apply to them as for integrated mills. This is because the pollution load generated during papermaking or alternatively during drying of the pulp does not differ significantly.

In the case of parameters like fresh water use, waste water flow, specific emission loads (e.g. kg COD/ADt), total process heat and electrical power consumption, the specific emission/consumption levels for integrated chemical pulp mills and/or multiproduct mills can be calculated using the method given below for specific waste water discharges. This does not apply to normal integrated RCF paper mills and mechanical pulp and paper mills that are not multiproduct mills.

Equation 1 in Section 2.1.3 can be used to calculate the emission load of a multiproduct integrated mill. However, if a multiproduct integrated mill runs processes that are not covered by this document (e.g. a sawmill, see Figure 2.1) but that affect the total emission load (e.g. the waste water load from a sawmill, from conversion of by-products, from PCC production, etc.), these emissions have to be taken into account when estimating the emissions for the entire mill.

The estimation can be verified based on continuous or periodic measurements of atmospheric and water emissions, the weighing of waste fractions and, in the case of resource and energy consumption, using the direct mill production data.

2.1.3 Proposed method for assessing emissions for specific waste water discharges

As mentioned above, waste waters from the processes of the integrated production are usually mixed and emission data after treatment are usually measured at only one point of discharge. In order to consider the individual contribution from pulping and papermaking to the measured total pollution load, a simplification is proposed that gives reasonably accurate results. The proposed method of estimation is based on the principle of additive shares of discharges from sectors/operations of the integrated pulp and paper mill. The estimation method does not apply to common RCF paper mills and mechanical pulp and paper mills (i.e. which are not multiproduct mills). This is because for these mills manufacturing pulp only (DIP, mechanical market pulp), no data were provided and also only a few single mills of this type are operating in Europe. Their pollution load can be approximated by using the consumption and emission levels per tonne of product produced of the integrated sites.

The load of a certain pollutant (pollutant P, e.g. COD) from an integrated chemical pulp mill and/or multiproduct mill can be calculated according to Equation 1:

$$\text{Equation 1: Load}_P = (\text{LOAD}_{P1} \times \text{PROD}_1 + \text{LOAD}_{P2} \times \text{PROD}_2 + \text{LOAD}_{Pn} \times \text{PROD}_n)$$

where

Load _P :	Total emission load of a pollutant P (e.g. COD) from the integrated chemical pulp mill and/or multiproduct mill. The load should be expressed for the same reference period as the corresponding net production (PROD). The unit will be in kg pollutant/day for daily average values or in kg pollutant/year for yearly averages.
LOAD _{P(1 to n)} :	Emission levels of a pollutant (P) for different types of pulp or paper production.
PROD _(1 to n) :	Corresponding net production (e.g. ADt/day or ADt/year) of each type of pulp or paper manufactured in the integrated mill determined for the same reference period as the load.

As a result from Equation 1, for an integrated chemical pulp and paper mill and/or multiproduct mill we get the total emission load (e.g. kg COD/day) of a pollutant P (e.g. COD) for a selected reference period (e.g. day, month or year).

When using Equation 1 for the assessment of the total load of an integrated mill, it should be borne in mind that these calculated values do not take into account all the features of integrated processes and are therefore only indicative. In integrated mills, this assessment should be carried out by subprocesses (pulping, papermaking, etc.), which are described in this document.

The same estimations can be carried out for the corresponding flows (m³/ADt) of the main production processes involved in order to determine the total associated flow (e.g. m³/day) from an integrated or multiproduct mill (according to Equation 2):

$$\text{Equation 2: } \sum \text{flow} = (\text{flow}_1 \times \text{PROD}_1 + \text{flow}_2 \times \text{PROD}_2 + \text{flow}_n \times \text{PROD}_n)$$

The abbreviations used in Equation 2 have the same meaning as for the load discussed for Equation 1 however always replacing load with flow. Additional emission sources and emission prevention and control measures may have to be considered case by case.

All reliable estimation methods should consider the properties of the different waste water streams, their biodegradability, the type and removal efficiency of the waste water treatment plant and the production data. However, in many cases the treatment process itself determines the final emissions more than the properties of the incoming waste water, reducing the relevance of the estimated allocation of emission loads. Allocation can therefore be simplified by use of transparent assumptions or the assessment of removal efficiencies of the treatment system for the waste water streams in question.

Some integrated mills have developed their own individual estimation methods for the allocation of the pollution load. These methods are either based on rather rough assumptions and rules or on laboratory or pilot testing with the different waste water fractions as well as on long-term experience in running the waste water treatment plant. In the latter case, test results of the biodegradability of the effluent components, the content and usability of the nutrients for the biomass and total reduction rates in the treatment plant are typically available. With this information and the data on production rates and on the flow and the properties of incoming waste water fractions, the operators can assess the contribution of the different manufacturing processes of the integrated plant to the total emission load measured at the point of discharge.

For further explanation of this issue, the reader is referred to Annex I (see Section 10.1) which discusses two examples of real multiproduct mills and describes how the emissions for specific waste water discharge can be estimated in practice.

2.2 ÜBERWACHUNG

2.2.1 Allgemeine Aspekte der Emissionsüberwachung in Zellstoff- und Papierfabriken

Die Art und Weise, wie Emissionen überwacht werden, hat großen Einfluss auf die Vergleichbarkeit der erzeugten Emissionsdaten, die unter anderem zur Bestimmung der BVT-assoziierten Emissionswerte verwendet werden.

Der Leser sollte beachten, dass abhängig vom Zweck der Überwachung und Berichterstattung (wie beispielsweise Kontrolle der Einhaltung von Vorschriften oder Umweltberichterstattung) verschiedene Referenzzeiträume (Tages-, Monats-, Jahresmittelwerte) verwendet werden (siehe Abschnitt 2.2.1.3).

Abbildung 2.2 zeigt schematisch die verschiedenen Arten der Datenerzeugung einschließlich der entsprechenden Emissionsarten, die bei der Datenerzeugung und der Berichterstattung in Bezug auf Emissionen für Zellstoff- und Papierfabriken zu berücksichtigen sind. Die Genauigkeit und Vollständigkeit der verschiedenen Methoden zur Emissionsbestimmung sind ebenfalls in der Abbildung angegeben: Direkt gemessene Emissionen und auf der Grundlage direkter Messungen berechnete Werte sind normalerweise am genauesten und vollständigsten.

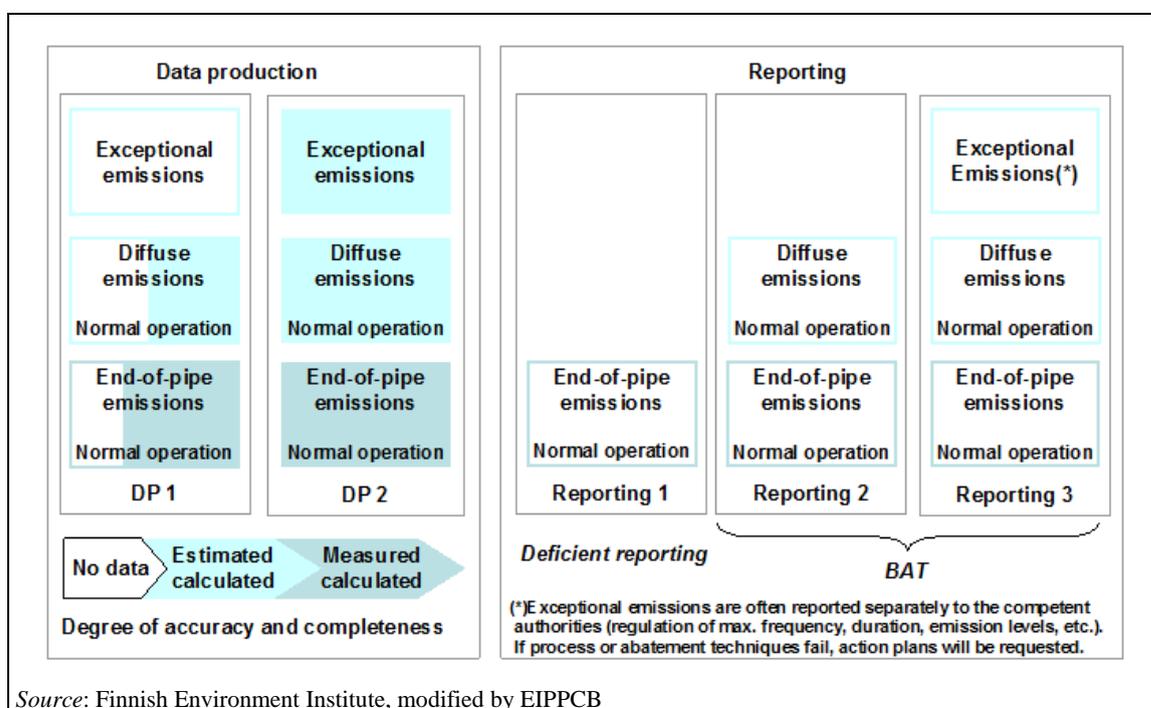


Abbildung 2.2: Verschiedene Arten der Datenerzeugung und Berichterstattung in Bezug auf Emissionsdaten für Zellstoff- und Papierfabriken

Um die Gesamtemissionen von Zellstoff- und Papierfabriken zu vergleichen, müssen alle relevanten Emissionsquellen und Betriebsbedingungen enthalten sein, d. h. gefasste, diffuse und flüchtige Emissionen sowohl unter „normalen Betriebsbedingungen“ als auch unter „von den normalen Betriebsbedingungen abweichenden Bedingungen“ (das schließt vorhersehbare und nicht vorhersehbare Betriebsbedingungen ein). Außergewöhnliche Freisetzungen während vorhersehbaren Bedingungen werden zum Beispiel während routinemäßigen Anfahr- und Abfahrphasen, während der Wartung oder aufgrund normaler Schwankungen des Inputs oder der Prozessbedingungen erzeugt. Nicht vorhersehbare Bedingungen sind unter anderem z. B. unerwartete Schwankungen des Inputs oder der Prozessbedingungen oder Störungen im Prozess, der Reinigungstechnik oder der Überwachungsvorrichtungen oder menschliche Fehler.

Eine genauere Beschreibung dieser Konzepte ist im Merkblatt über Allgemeine Überwachungsgrundsätze [269, COM 2003] enthalten.

2.2.1.1 Erfasste Emissionsquellen

Emissionen in Gewässer

Gewöhnlich verfügen Zellstoff- und Papierfabriken nur über eine Einleitungsstelle (siehe Abschnitt 2.2.2.1.1). In Zellstoff- und Papierfabriken werden normalerweise die Abwasserableitungen aus allen Teilen der Fabrik gesammelt, gemischt und in eine Kläranlage vor Ort geleitet. In einigen Fällen wird das gesammelte Wasser über die Kanalisation abgeleitet. Die Emissionen können das Kühlwasser enthalten (wenn dieses als Prozesswasser wiederverwendet wird) und berücksichtigen oft nur die Prozessabwässer. Diffuse Emissionen in Gewässer sind nicht relevant, wenn Sammelsysteme eingesetzt und die Kanalisationssysteme regelmäßig inspiziert und gewartet werden.

Emissionen in die Luft

In Hinblick auf Emissionen in die Atmosphäre müssen mehrere Quellen für gefasste Emissionen berücksichtigt werden (hauptsächlich Verbrennungsprozesse). Die wichtigsten Arten von Anlagen in Zellstoff- und Papierfabriken, die Schadstoffe in die Atmosphäre emittieren, sind in Abschnitt 2.6.1 aufgeführt und werden in Abschnitt 2.2.2.2.1 und Abschnitt 2.2.2.2.2 sowie detaillierter in den jeweiligen Abschnitten der verfahrensbezogenen Kapitel 3 bis 7, die Emissionen in die Atmosphäre behandeln, erörtert.

Bei einer Reihe von Prozessen sind auch diffuse Emissionen relevant und sollten berücksichtigt werden. Diffuse Emissionen können besonders in einigen Zellstofffabriken eine wichtige Rolle spielen (siehe Abschnitt 2.2.2.2.6 und Abschnitt 3.3.15). Die Erfassung, Behandlung und Messung diffuser Emissionen von Sulfatzellstofffabriken wird in Abschnitt 2.2.2.2.6 und Abschnitt 3.3.15 beschrieben. In den meisten Sulfatzellstofffabriken werden fast alle bodennahen SO₂-haltigen Gase und Geruchsgase erfasst und verbrannt oder gewaschen (siehe Abschnitt 4.3.22). Bei der Berichterstattung von Gesamtschwefelemissionen aus Kraftzellstofffabriken sollten in allen Fällen, in denen Schwachgase nicht (fast) vollständig erfasst und behandelt werden, Geruchsgase aus der Vielzahl diffuser Quellen periodisch separat gemessen, bewertet und gemeldet werden. Geruchsbelästigungen geben einen ersten Anhaltspunkt für die Freisetzung diffuser Emissionen aus den Prozessen.

2.2.1.2 Erfasste Betriebsbedingungen

Emissionen in Gewässer

Normale Betriebsbedingungen umfassen alle Aktivitäten, die an normalen Produktionstagen regelmäßig auftreten und Auswirkungen auf den Wasserverbrauch und die Freisetzungsmengen haben können, wie z. B. Wartung oder normale Schwankungen des Inputs oder der Prozessbedingungen:

- i. Bei Zellstofffabriken schließen die normalen Betriebsbedingungen auch Leckagen aus der Zellstoffherstellungslinie oder der Rückgewinnungsanlage, Wechsel des Produktionsoutputs, Wechsel des Holzrohstoffs, Wechsel der Produktqualität wie Weißgrad (ISO %), regelmäßige routinemäßige Wartung und Reinigung ein. In Bezug auf integrierte Zellstoff- und Papierfabriken siehe auch „iv. Papierfabriken“ unten.
- ii. Bei Holzstofffabriken schließen die normalen Betriebsbedingungen auch Wechsel der Refining-Ziele und des verwendeten Holzrohstoffs, Wechsel der Produktqualität wie Weißgrad (ISO %), regelmäßige routinemäßige Wartung und Reinigung ein. In Bezug auf integrierte Zellstoff- und Papierfabriken siehe auch „iv. Papierfabriken“.
- iii. Bei Fabriken, die recycelte Fasern verwenden, umfassen die normalen Betriebsbedingungen den Wechsel der Qualität des verwendeten Altpapiers. In Bezug auf die Papierherstellung siehe „iv. Papierfabriken“.
- iv. Bei Papierfabriken schließen die normalen Betriebsbedingungen den Wechsel der Papiersorten und -qualitäten, Bahnabrisse, das Anhalten und Anfahren der Papiermaschine oder anderer Prozessteile aufgrund von Bahnabrissen, die normale routinemäßige Wartung und Reinigung der Anlagen, Becken, Rohre, Bütten und Böden ein.

Für Emissionen in Gewässer sind Unterschiede zwischen „normalen Betriebsbedingungen“ und „von den normalen Betriebsbedingungen abweichende Bedingungen“ im Allgemeinen weniger signifikant, da Verdünnungs- und Ausgleichseffekte auftreten, die durch das große Volumen der gesammelten und in der Kanalisation vor Ort gemischten Abwässer, die Ausgleichsbecken vor der biologischen Stufe, gegebenenfalls die Nutzung von Havariebecken (Leckagewässer) sowie das Volumen und die Verweildauer in der Abwasserbehandlungsanlage selbst entstehen. Die in der Genehmigung festgelegten Emissionswerte umfassen normalerweise alle Arten von Betriebsbedingungen.

Gegebenenfalls auftretende von den normalen Betriebsbedingungen abweichende Bedingungen sind normalerweise in der Genehmigung definiert und/oder werden den zuständigen Behörden gemeldet (Anzahl der Vorfälle, Zeitraum während dem außergewöhnliche Emissionen aufgetreten sind, Ursache, gemessene Emissionswerte und geplante oder ergriffene Maßnahmen, um den vorherigen Zustand wiederherzustellen). Derartige „außergewöhnliche Betriebsbedingungen“ können z. B. das Testen neuer chemischer Zusatzstoffe, anderer neuer Stoffe oder von Prozesstechnik, die Auswirkungen auf die Abwasseraufbereitungsleistung haben könnte, umfassen.

Emissionen in die Luft

„Normale Betriebsbedingungen“ umfassen alle Aktivitäten, die an normalen Produktionstagen entweder in regelmäßigen Abständen oder gelegentlich (z. B. Bahnabrisse) auftreten und sie schließen insbesondere Verfahren ein, die Teil der routinemäßigen Wartungstätigkeiten sind. Sie umfassen außerdem typische Emissionsschwankungen, die durch schwankenden Input oder sich ändernde Prozessbedingungen verursacht werden.

Obwohl sie oft Auswirkungen auf die Emissionen in die Atmosphäre haben, gehören zu den „normalen Betriebsbedingungen“:

- Änderung der Lastbedingungen von Kesseln;
- normale Schwankungen des Inputs oder der Prozessbedingungen;
- Wechsel der Produktqualität oder Produktsorte;
- Bahnabrisse oder sonstige Unterbrechungen in anderen Abschnitten des Prozesses;
- regelmäßig durchgeführte routinemäßige Wartung und Reinigung (z. B. regelmäßige Reinigung der Filter, Wäscher oder anderer Teile der Reinigungsanlagen oder Messsysteme);
- Überwachung der Fabrik und „externe“ Messungen.

Für Anfahr- und Abfahrphasen können besondere Regelungen getroffen werden. Derartige Situationen, die normalerweise in der Genehmigung definiert sind, umfassen bestimmte Prozesse, bei denen:

- eine Abgasreinigungsanlage aus Sicherheitsgründen abgeschaltet werden muss (Verpuffungsgefahr, Verstopfung oder Korrosion);
- eine Abgasreinigungsanlage aufgrund einer unzureichenden Abgasdurchflussmenge nicht vollständig wirksam ist; oder
- die Abgaserfassung und -reinigung nicht machbar oder nicht in ausreichendem Maß machbar ist, weil Behälter befüllt oder geleert werden.

Bei Ablaugekesseln von Sulfitzellstofffabriken müssen in Hinsicht auf die SO₂-Emissionen in den meisten Fabriken zwei unterschiedliche Betriebsbedingungen unterschieden werden: „normale Betriebsbedingungen“ und Phasen des „sauren Betriebs“ (Spülen und Reinigen von Verkrustungen in den Nassabscheidern und Wäschern). Letzteres bezeichnet einen Betriebsmodus, in dem die Wäscher vorbeugend gereinigt und Verkrustungen durch Magnesiummonosulfit (MgO₃) entfernt werden. Während der Reinigungszyklen des Wäschers steigen die Emissionen an, da einer der Wäscher oder der letzte Wäscher nicht in Betrieb sind, was durch die verbleibenden Wäscher ausgeglichen werden muss.

Die Jahresmittelwerte der Emissionen sollten alle Freisetzungen aus allen Betriebsquellen und unter allen Bedingungen enthalten, einschließlich End-of-pipe-Emissionen und diffuse Emissionen, sowie Emissionen unter normalen Betriebsbedingungen und unter von den normalen Betriebsbedingungen abweichenden Bedingungen, wenn diese auftreten. Die Daten basieren gewöhnlich auf direkten Messungen (wie kontinuierlichen und diskontinuierlichen Messungen) oder indirekter Überwachung (wie Berechnungen, Stoffbilanzen und Emissionsfaktoren). Für Wasser sollte die jährliche Fracht fast 100 % der gesamten Betriebszeit umfassen (zu beachten: die Analysehäufigkeit). In Hinblick auf Luftemissionen werden 100 % der gesamten Betriebszeit nur erfasst, wenn kontinuierliche Überwachungssysteme oder spezielle Berechnungsinstrumente angewendet werden und alle diffusen Emissionen erfasst oder berücksichtigt werden (siehe rechte Spalte in Abbildung 2.2).

Repräsentative Tagesmittelwerte der Emissionen spiegeln wider, welche Werte normalerweise über einen längeren, kontinuierlichen Zeitraum erreicht werden. Alle Emissionen, die gemessen werden - entweder kontinuierlich oder periodisch oder mittels Stichproben - werden aufgezeichnet und gemeldet.

Zum Zweck der Berichterstattung von repräsentativen erreichten Emissionen oder BVT-assoziierten Emissionswerten für kurze Referenzzeiträume wie Tagesmittelwerte der Emissionen, ist oft eine Bewertung des Datenbestands erforderlich, um den Ausschluss irreführender und nicht repräsentativer Daten zu ermöglichen. In vielen Fällen ist es sinnvoll, ungewöhnliche extreme Spitzenwerte nicht zu berücksichtigen. Wenn alle Spitzenwerte bei der Berichterstattung von repräsentativen erreichten Tagesmittelwerten von Emissionen oder BVT-assoziierten Emissionswerten berücksichtigt würden, könnte dies zu sehr großen, irreführenden Emissionsbereichen führen, die die tatsächliche Umweltleistung einer Fabrik nicht repräsentativ widerspiegeln, da ungewöhnlich niedrige oder hohe Emissionswerte überbewertet würden (weil sie nur für eine sehr kurze Zeitdauer auftreten). Daher können für die Berichterstattung von repräsentativen Tagesmittelwerten bestimmte außergewöhnliche Betriebsbedingungen und ungewöhnliche Spitzenwerte, die an einer nur sehr begrenzten Zahl von Betriebstagen aufgetreten sind, außer Acht gelassen werden. Es können verschiedene Methoden angewendet werden, z. B. statistische Verfahren (z. B. 95. Perzentil) oder Analyse der Ursachen ungewöhnlicher Spitzenemissionen, um die Repräsentativität der Daten einzeln zu bewerten.

Weitere Informationen zu Emissionsschwankungen im Verlauf verschiedener Referenzzeiträume und zum Verhältnis zwischen den unterschiedlichen angewendeten Referenzzeiträumen (Tages-, Monats- und Jahresmittelwerte) finden sich in Abschnitt 10.2, Anhang II.

2.2.1.4 Darstellung der Emissionsdaten

Emissionen in Gewässer, die als Konzentrationswerte gemessen wurden, sollten immer durch den korrespondierenden Abwasservolumenstrom ergänzt werden, der in dem Zeitraum gemessen wurde, in dem die Probenahme erfolgte. Konzentrationswerte, für die der korrespondierende Abwasservolumenstrom nicht bekannt ist, sind wenig aussagekräftig. Das gleichzeitige Ablesen der Abwasservolumenstrom- und Konzentrationswerte ermöglicht die Berechnung der in Gewässer (oder die Kanalisation) eingeleiteten Schadstofffracht. Die Fracht kann als kg Schadstoffe/Tag (oder Monat bzw. Jahr) oder als produktspezifische Emissionsfracht (kg Schadstoff pro Tonne Produkt) angegeben werden.

Bei der Berechnung der Emissionsfracht von Emissionen in die Luft sollte eine gleichzeitige Messung der Konzentration, des entsprechenden durchschnittlichen Abwasservolumenstroms (d. h. unter den gleichen Standardbedingungen und bei gleichem Sauerstoffgehalt) und der Betriebszeit ausgeführt und gemeldet werden, um vergleichbare Emissionsfrachten zu erhalten. Mit diesen Emissionsfrachten können spezifische Emissionsfaktoren berechnet werden, wie z. B. kg NO_x/Tonne lutro.

2.2.2 Emissionsdatenerzeugung in Zellstoff- und Papierfabriken

2.2.2.1 Überwachung von Abwassereinleitungen

Die Überwachung von Abwassereinleitungen umfasst die Entnahme repräsentativer Abwasserproben, deren Analyse, Auswertung und die entsprechende Berichterstattung. Zur Festlegung relevanter Parameter in allen Mitgliedsstaaten stehen standardisierte Verfahren und Methoden zur Probenahme und Analyse von Abwasser zur Verfügung. Die Verfahren sollten sich dabei auf die entsprechenden internationalen Normen (z. B. Europäisches Komitee für Normung (CEN), ISO) oder nationale Normen stützen, die die Ermittlung von Daten in gleicher wissenschaftlicher Qualität gewährleisten.

Die Analyse sollte von zugelassenen Laboratorien ausgeführt werden (ISO 17025). Eine allgemeine Beschreibung der für die Überwachung verwendeten Techniken ist im Merkblatt über Allgemeine Überwachungsgrundsätze [269, COM 2003] enthalten. Daher werden nachfolgend nur die für Zellstoff- und Papierfabriken relevanten Aspekte erörtert.

Für Messungen zur Kontrolle der Einhaltung von Bestimmungen sind immer Standardverfahren und -methoden zur Bestimmung wesentlicher Emissionsparameter anzuwenden. Es können auch Schnelltestverfahren verwendet werden. Die Ergebnisse von Schnelltests sollten regelmäßig nach Maßgabe von EN-Normen überprüft werden (z. B. monatlich) oder, wenn keine EN-Normen verfügbar sind, sollten sonstige Normen zugrunde gelegt werden, die die Ermittlung von Daten in gleicher wissenschaftlicher Qualität gewährleisten. Diese Schnelltests werden oft auch für andere unternehmensinterne Messungen oder die Analyse bestimmter Abwasservolumenströme und Konzentrationen in Zusammenhang mit der Selbstüberwachung angewendet (siehe nächster Abschnitt).

2.2.2.1.1 Die Probenahmestellen

Probenahme an der Einleitungsstelle (für in der Genehmigung festgelegte Parameter)

Normalerweise beziehen sich die gemeldeten Daten auf den Punkt, an dem die Abwässer in das aufnehmende Gewässer eingeleitet werden, d. h. nach der externen Behandlung. In den meisten Fällen ist dies der Punkt, an dem das Abwasser die Kläranlage verlässt und entweder mit dem aufnehmenden Gewässer (direkte Einleitung) oder Abwasservolumenströmen aus anderen Quellen (indirekte Einleitung in die Kanalisation) zusammengeführt wird. Die meisten Zellstoff- und Papierfabriken leiten ihre Abwässer direkt in Gewässer ein und stellen sicher, dass die Abwässer schnell mit dem entsprechenden aufnehmenden Gewässer vermischt werden, wofür in einigen Fällen besondere Vorrichtungen wie Abwasserdiffusoren zum Einsatz kommen.

Probenahme im Rahmen des Selbstüberwachungsprogramms

Zusätzlich entnehmen viele Fabriken im Rahmen ihres internen, prozessorientierten Qualitätsmanagements oder Selbstüberwachungsprogramms Proben aus einer Reihe von anderen Punkten in der Fabrik und der Kläranlage. Diese umfassenderen Überwachungsprogramme können gewährleisten, dass Produktionsprozesse und die zugehörigen Kläranlagen mit der bei der Planung zugrunde gelegten Kapazität funktionieren und die angestrebte Leistung erreichen. Außerdem können so mögliche Störungen der Kläranlage und ihrer technischen Einheiten einfacher verhindert oder in einem frühen Stadium erkannt werden. Falls Störungen auftreten, können diese durch Analyse der Selbstüberwachungsdaten schnell beurteilt und es können Gegenmaßnahmen ergriffen werden. Die Anwendung dieser Art der Selbstüberwachung ermöglicht die wirksame Steuerung des ordnungsgemäßen Betriebs der Kläranlage. Zu diesem Zweck entnehmen viele Fabriken zusätzlich Proben von den Zuflüssen und Abflüssen jedes Teils der Kläranlage für die wesentlichen Prozessparameter.

2.2.2.1.2 Probenahmeverfahren und -zeiträume sowie Analysehäufigkeit

Die Proben werden gewöhnlich als durchflussproportionale Proben mit kontinuierlichen, automatischen Probenahmegeräten entnommen. In einigen Fällen (ausreichende Durchflussstabilität) wird auch eine zeitproportionale Probenahme angewendet. Es scheint zwischen verschiedenen Ländern und Fabriken

Unterschiede in Bezug auf die vollständige und genaue kontinuierliche Überwachung der unterschiedlichen Parameter zu geben: Es werden unterschiedliche Probenahmezeiträume verwendet, es gibt Unterschiede in der Analysehäufigkeit bestimmter Parameter und in einigen Fällen werden unterschiedliche Analysemethoden verwendet (z. B. tot-N).

Die Probenahme für die Analyse kann basierend auf verschiedenen Probenahmezeiträumen erfolgen.

- Eine Einzelprobe oder Stichprobe (SP), d. h. eine einzelne Probe, die aus einem Abwasservolumenstrom entnommen wird.
- Eine gemischt Probe oder Mischprobe (MP), d. h. eine Probe, die über einen bestimmten Zeitraum kontinuierlich entnommen wird oder eine Probe, die aus verschiedenen Proben bestehen, die entweder kontinuierlich oder diskontinuierlich über einen bestimmten Zeitraum entnommen und vermischt wurden. In diesem Sektor ist der gebräuchlichste Probenahmezeitraum 24 Stunden (24-Stunden-Mischprobe, 24-h-MP). In den meisten Fällen, werdend kontinuierliche, durchflussbasierte Proben verwendet.
- In einigen Ländern werden andere Referenzzeiträume angewendet: (i) Deutschland und Polen verwenden auch kürzere Zeiträume (z. B. 2-Stunden-Mischprobe, 2-h-MP); (ii) in Italien werden die Konzentrationswerte durch Stichproben oder 3-Stunden-Mischproben ermittelt, während die Last auf der Grundlage der Mittelwerte der für die Konzentrationsmessungen verwendeten Proben berechnet wird; (iii) in Finnland werden in einigen Fällen auch Wochenmischproben (WMP) oder sogar Monatsmischproben (MMP) gesammelt und analysiert.
- In Deutschland wird in einigen Fabriken eine „qualifizierte Stichprobe“ (QS) entnommen, d. h. eine Mischprobe aus mindestens fünf Stichproben, die in einem Zeitraum von höchstens zwei Stunden im Abstand von nicht weniger als zwei Minuten entnommen und gemischt werden. In Polen erfolgt eine ähnliche Probenahme (drei Stichproben, die in einem Zeitraum von höchstens zwei Stunden entnommen werden).

Üblicherweise werden 24-Stunden-Mischproben von Montag bis Sonntag entnommen. In einigen Fabriken in Finnland, Norwegen und Schweden werden von Montag bis Freitag 24-Stunden-Proben und von Freitag bis Montag eine 72-Stunden-Probe entnommen. Im letztgenannten Fall basieren die Tagesmittelwerte auf der durchschnittlichen Last für das Wochenende und dem gemessenen Abwasservolumenstrom für jeden einzelnen Tag.

Tabelle 2.1 enthält Beispiele von Probenahmezeiträumen für die relevanten Parameter in den Abwässern von Zellstoff- und Papierfabriken.

Tabelle 2.1: Beispiele von Probenahmezeiträumen für die relevanten Schadstoffe

Land	AFS	CSB	BSB ₇ oder ⁵	Tot-P	Tot-N	AOX	EDTA	Chlorat
AT(*)	24-h-MP	24-h-MP	24-h-MP	24-h-MP	24-h-MP	24-h-MP		
DE(**)	TMP	TMP	BSB ₅ TMP	TMP	TMP (1)	TMP	Fallweise (2)	Nicht gemessen
FI	TMP	TMP	BSB ₇ WMP oder MMP (3) (4)	WMP oder MMP (3) (4)	WMP oder MMP (3) (4)	WMP oder MMP (3) (4)	Nicht gemessen	Nicht gemessen
NO	TMP	TMP	-	24-h-MP oder	TMP oder MMP (5)	TMP	Nicht gemessen	Nicht gemessen
PL	TMP, QS (6)	TMP, QS (6)	BSB ₅ , TMP, QS (6)	TMP, QS (6)	TMP, QS(6)	TMP	Nicht gemessen	Nicht gemessen
SE	TMP	TMP	Nur fabrikinterne Kontrolle	WMP	WMP	WMP	WMP	WMP in ECF- Fabriken
UK	SP oder MMP	SP oder MMP	SP oder MMP (7)	SP oder MMP (7)	SP oder MMP (7)	Nicht gemessen		
IT (*)	SP, 3-h-MP	SP, 3-h-	SP, 3-h-MP	SP, 3-h-	SP, 3-h-MP	SP, 3-h-	Nicht gemessen	
Sonstige Länder	Es stehen keine ausreichend qualifizierten Daten zur Verfügung.							

Anmerkung: SP = Stichprobe, 3-h-MP = 3-Stunden-Mischprobe; TMP = Tagesmischprobe (24 Stunden) eines korrespondierenden Abwasservolumenstroms; 24-h-MP = 24-Stunden-Mischprobe eines korrespondierenden Abwasservolumenstroms; WMP = Wochenmischprobe (einmal wöchentlich), MMP = Monatsmischprobe (einmal monatlich). Die Proben werden kontinuierlich und durchflussproportional entnommen.

Österreich

(*) Die Anzahl der Messungen pro Jahr bei der Selbstüberwachung und/oder Konformitätsüberwachung wird durch die zuständige Behörde festgelegt. Bei großen Fabriken kann die Selbstüberwachung für bestimmte Parameter bis zur kontinuierlichen Messung reichen; Konformitätsüberwachung bis zu 5-mal pro Jahr.

Deutschland

(**) Für die Emissionskontrolle durch die genehmigenden Behörden wird in Deutschland als Probenahmezeitraum für die relevanten Schadstoffe: CSB, BSB, P, N, AOX eine 2-Stunden-Mischprobe oder eine qualifizierte Stichprobe verwendet.

(1) In einigen Fällen wurden die als tot-N angegebenen Daten in Form von anorganischem Stickstoff ermittelt. Im Abwasser von Zellstoff- und Papierfabriken ist der Anteil an organisch gebundenem Stickstoff gewöhnlich hoch und der Unterschied zwischen TN₆ und N_{anorganisch} oft signifikant.

(2) EDTA oder DTPA (enthält organischen Stickstoff) wird nur in einigen Fabriken separat ermittelt.

Finnland

(3) Eine Probe wird in Abhängigkeit vom Abwasservolumenstrom unter Verwendung des Sammelbehälters im Gefrierapparat genommen.

(4) Einige Fabriken analysieren diese Parameter auch täglich.

Norwegen

(5) Abhängig von den aufnehmenden Gewässern erfolgt eine häufigere Probenahme, normalerweise alle vier Wochen, die mittels Wochenmischproben oder Proben aus den letzten 72 Stunden analysiert wird.

Polen

(6) In einigen Fällen wird die qualifizierte Stichprobe (QS) verwendet. D. h. eine Mischprobe aus mindestens drei Stichproben, die in einem Zeitraum von höchstens zwei Stunden in regelmäßigen Abständen entnommen und gemischt werden.

Vereinigtes Königreich

(7) Einige Fabriken überwachen BSB₅, tot-P und tot-N nicht.

Italien

(*) Anzahl der Messungen pro Jahr: bei der Selbstüberwachung durch ein internes Überwachungssystem festgelegt, bei der Konformitätsüberwachung durch die zuständige Behörde festgelegt. Stichproben gehen mit der Verwendung von Schnelltests einher (z. B. Selbstüberwachung), während 3-Stunden-Mischproben in Zusammenhang mit der Konformitätsüberwachung stehen.

Die Tabelle zeigt, dass die Probenahmezeiträume und die Überwachungshäufigkeit ähnlich sind, sich jedoch zu einem gewissen Grad unter den Ländern und unter Fabriken innerhalb desselben Landes unterscheiden (siehe z. B. die Fälle von Finnland oder Deutschland). Diese Unterschiede sollten beim Vergleichen von Emissionsdaten verschiedener Fabriken und Länder berücksichtigt werden.

Alle Länder messen abfiltrierbare Stoffe, organische Stoffe wie CSB, die Nährstoffe N und P und in den meisten Fällen auch AOX. In den meisten Ländern und Fabriken werden für jede Probe CSB (oder alternativ der TOC), AFS, Phosphor und Stickstoff (zur Überwachung von P und N wird oft die Dr.-Lange-Methode verwendet) analysiert. In anderen Ländern und Fabriken werden tot-P, tot-N, AOX und Chlorat nur für Wochenmischproben analysiert. In Schweden werden zum Beispiel Chloratemissionen in ECF-Sulfatzellstofffabriken überwacht. Andere Länder messen Chlorat überhaupt nicht. EDTA/DTPA werden in einigen Zellstoff- oder Holzstofffabriken für Wochenmischproben analysiert, z. B. in Schweden und Deutschland. EDTA ist kein Routineparameter und wird nur überwacht, wenn er als Komplexbildner

verwendet wird und selbst dann nicht in allen Fällen. Neuere Genehmigungen, z. B. in Deutschland, enthalten Zielwerte für Tagesfrachten von EDTA, die in überwachungspflichtige Gewässer eingeleitet werden.

Da die biologisch abbaubaren organischen Stoffe nach der biologischen Behandlung größtenteils eliminiert sind, wird dem BSB heute weniger Aufmerksamkeit zuteil und der Parameter BSB wird in vielen Fabriken nur einmal pro Woche gemessen.

Neben der Art der Probenahme oder des Probenahmezeitraums spielt die Analysehäufigkeit der wesentlichen Parameter bei der Auslegung und dem Vergleich der Emissionsdaten eine wichtige Rolle. Ein Beispiel für die Analysehäufigkeit ist in Tabelle 2.2 dargestellt. Alle Proben sind als 24-Stunden-Mischproben aufgeführt. Die Analysehäufigkeit kann sich zwischen den Parametern (P, N, AOX) und den Fabriken in demselben Land unterscheiden. Der CSB und die AFS werden täglich auf der Grundlage einer 24-Stunden-Mischprobe und der BSB wird einmal wöchentlich analysiert. Die restlichen Parameter weisen relativ große Unterschiede in Bezug auf die Häufigkeit der Messung auf. Dies sollte berücksichtigt werden, wenn z. B. als „Jahresmittelwerte“ angegebene AOX verglichen werden.

Tabelle 2.2: Beispiel für die Analysehäufigkeit der relevanten Abwasserparameter in Zellstoff- und Papierfabriken verschiedener Länder

Land	AFS	CSB	BSB ₅	Tot-P	Tot-N	AOX	EDTA	Chlorat
Portugal	24-h-MP	24-h-MP	24-h-MP	24-h-MP	24-h-MP	24-h-MP	Nicht gemessen	Nicht gemessen
	(1)	(1)	(2)	(2) oder (3) oder (5)(*)	(2) oder (3) oder (5)(*)	(3) oder (4) oder (5) oder (6)(*)	NV	NV
Finnland	24-h-MP	24-h-MP	24-h-MP oder WMP oder MMP	24-h-MP oder WMP oder MMP	24-h-MP oder WMP oder MMP	24-h-MP oder WMP oder MMP	Nicht gemessen	Nicht gemessen
	(1)	(1)	(1) oder (2) oder (5)	(1) oder (2) oder (5)	(1) oder (2) oder (5)	(1) oder (2) oder (5)	NV	NV
Deutschland	24-h-MP, täglich	24-h-MP, täglich	BSB ₅ wöchentlich, von einer TMP (8)	Einmal pro Woche eine 24-h-MP (8)	Einmal pro Woche eine 24-h-MP (8)	TMP, 4-mal pro Jahr	Fallweise, wenn zutreffend	Nicht gemessen
Polen	Die Analysehäufigkeit wird fallweise in der integrierten Genehmigung festgelegt. Für Zellstoff- und Papierfabriken ist die Häufigkeit gewöhnlich höher, z. B. einmal pro Monat. Einige größere Fabriken entnehmen jeden Tag 24-Stunden-Mischproben und analysieren die Proben für ihre eigenen Kontrollzwecke täglich in ihrem eigenen Laboratorium.							
Sonstige Länder	Es stehen keine ausreichend qualifizierten Daten zur Verfügung.							
Anmerkung: NV = nicht verfügbar 24-h-MP = 24-Stunden-Mischprobe eines korrespondierenden Abwasservolumenstroms. Portugal Quelle: CELPA Associates, 2009; (1) Täglich analysiert; (2) Einmal pro Woche analysiert; (3) Zwei Analysen pro Monat; (4) Gelegentliche Analyse; (5) Analysiert einmal pro Monat; (6) Analysiert alle sechs Monate. (*) Gemäß den Genehmigungen. Finnland (1) Täglich analysiert; (2) Einmal pro Woche analysiert; (5) Analysiert einmal pro Monat. Deutschland (8) Viele Fabriken analysieren diese Parameter auch täglich, Quelle: VDP, 2009.								

Die Bestimmung von N und P über längere Zeiträume liefert dem Betreiber nicht die Informationen, die notwendig sind, um im Fall einer ungeeigneten Dosierung von Nährstoffen oder Störungen der Anlage zur biologischen Behandlung unmittelbare Schritte einzuleiten. Es ist jedoch möglich, dass in diesen Fabriken eine zusätzliche Selbstüberwachung ausgeführt wird.

Im Rahmen der Selbstüberwachung wird in einigen Anlagen zur biologischen Abwasserbehandlung auch die Online-Messung von Stickstoff und Phosphor zur Kontrolle der Dosierung der Nährstoffe erfolgreich

angewendet (z. B. DE, FI, SE). Die Prozessanalyse von kontinuierlich entnommenen und durchflussproportionalen Proben ermöglicht in diesen Fällen die genaue Quantifizierung der Nährstoffsituation in der Behandlungsanlage sowie das Ergreifen sofortiger Maßnahmen bei schlechter Reinigungsleistung der Behandlungsanlage oder ungeeigneter Dosierung von Nährstoffen.

2.2.2.1.3 Wesentliche Parameter und Analysemethoden

Alle Proben werden ungefiltert durch gemäß ISO 17025 zugelassene Laboratorien oder durch von den Behörden anerkannte Laboratorien, die bevorzugt gemäß anderen ISO-Normen zertifiziert sind (z. B. ISO 9001), entnommen und analysiert (CSB, BSB, AFS). Die angewendeten Analysemethoden sind standardisiert und von den zuständigen Behörden der entsprechenden Länder anerkannt. Es kann davon ausgegangen werden, dass die Analysemethoden sehr ähnlich und die Ergebnisse unter den Ländern vergleichbar sind. Als Beleg für diese Aussage sind in Tabelle 2.3 die in drei ausgewählten europäischen Ländern angewendeten Analysemethoden dargestellt. Alle Länder verwenden standardisierte Methoden, die auf ähnlichen Messprinzipien basieren.

Tabelle 2.3: Gemessene Parameter und verwendete Analysemethoden in drei Beispielländern

Parameter	In Finnland verwendete Analysemethoden	In Deutschland verwendete Analysemethoden	In Portugal verwendete Analysemethoden
Abwasser-volumenstrom	Durchflussmesser (magnetisch oder Ultraschall) oder auf Füllstand basierender Durchflussmesser	Durchflussmesser (magnetisch oder Ultraschall)	Ultraschall-Durchflussmesser oder BS 3680-Teil 4C oder Parshall-
AFS	SFS-EN 872: 1,6 µm (GF/A)	DIN EN 872 1,6 µm (GF/A)	SMEWW 2540B, D oder EN 872 oder SMEWW 250D; 1,5 µm
CSB (nicht abgesetzte, ungefilterte Probe)	SFS 5504 ISO 15705	DIN EN 38409 oder Schnelltests, die als gleichwertig mit Standardmethoden gelten (eine Auflistung ist von Dr. Lange erhältlich)	SMEWW 5220B, D oder ISO 15705 oder ISO 6060:1989; außerdem Schnelltests
TOC	Nicht angewendet	EN-1484 ungefiltert	Nicht angewendet
BSB ₅ oder ₇ (nicht abgesetzte, ungefilterte Probe)	SFS-EN 1899 und SFS-EN 25813 oder SFS-EN 25814	DIN EN 1899-1	SMEWW 5210B, D oder SMEWW 2510B oder ISO 5815-1
Tot-P	SFS-EN 6878 oder SFS-EN 1189 oder SFS 3026	Spektrometrisch, oft Schnelltests	SMEWW 4500-P, A, B4, C, D, E, H oder ISO 6878 oder MI N°133
Tot-N	SFS-EN 11905 oder SFS 5505	DIN EN ISO 11732, DIN EN 10304-2, DIN EN ISO 13395, oft Schnelltest (Summe von Nanoreganisch)	SMEWW 4500 N und 4500NO3 I oder ISO 11905-1 oder ISO 10048 oder MI N°135
AOX	SFS-EN 1485	EN ISO 9562	EN ISO 9562 oder DIN 38409-H14
Leitfähigkeit	SFS-EN 27888	DIN-EN 27888	Keine Daten
EDTA	Nicht gemessen	DIN 38413-3	Nicht gemessen
Chlorat	Nicht gemessen	Nicht gemessen	Nicht gemessen
Temperatur	Keine Daten	Online	Keine Daten
pH-Wert	Keine Daten	Online	Keine Daten

Anmerkung:

SMEWW = Standardmethoden zur Untersuchung von Wasser und Abwasser;

EN = Die europäischen Normen (EN) sind Methoden, die vom Europäischen Komitee für Normung (CEN) ratifiziert wurden. Nach der Ratifizierung gelten europäische Normen ohne Änderungen als nationale Normen (mit Ausnahme z. B. eines einleitenden Vorworts).

In Deutschland wurden die als tot-N gemeldeten Daten in Form von anorganischem Stickstoff ermittelt.

Zur Ermittlung der AFS werden in Europa unterschiedliche Methoden und Filtertypen verwendet: Österreich (0,45- μ m-Papiermembranfilter), Schweden (1,6- μ m-Filter), Niederlande (7-12- μ m-Filter), Italien (0,45- μ m-Membranfilter), Spanien (0,7- μ m-Glasfaserfilter), Deutschland (1,6- μ m-Filter), GB (1,2- μ m-Glasfaserfilter), Belgien (7-12- μ m-Filterpapier), Frankreich (20-25- μ m-Filterpapier, einige Standorte 2- μ m-Filter).

Quelle: Papierverbände von FI, DE, PT

Viele Fabriken verwenden Schnelltests (z. B. Dr. Lange, Hach) in ihren täglichen Abläufen. Die Ergebnisse dieser Schnelltests werden regelmäßig kontrolliert und die Ergebnisse werden mit standardisierten Methoden, wie zum Beispiel EN- oder ISO-Methoden verglichen, um vergleichbare und zuverlässige Daten zu gewährleisten.

2.2.2.1.4 Zusammenhang zwischen gemessenen Konzentrationen und berechneten Emissionsfrachten

Auf der Basis zuverlässiger Konzentrationsmessungen und Abwasservolumenströme können Emissionsdaten in spezifische Emissionsfaktoren oder Emissionsfrachten umgewandelt werden. Emissionsdaten in beiden Formen sind sowohl für die Regulierungsbehörde als auch den Betreiber nützlich. Im Zellstoff- und Papiersektor ist es relativ gebräuchlich, die Emissionsdaten als spezifische Emissionsfracht anzugeben (z. B. CSB/Tonne lutro). In einigen Ländern ist es jedoch gebräuchlicher, Genehmigungswerte, die in Konzentrationen (z. B. mg CSB/l) angegeben werden, festzulegen. Daher werden in dem Dokument beide Einheiten angegeben und nachstehend wird erörtert, wie als Emissionsfrachten angegebene BVT-assozierte Emissionswerte in Konzentrationswerte umgerechnet werden können und umgekehrt.

Wenn ein Emissionswert nur in der Form von Konzentrationswerten bestimmt wird, gilt dieser Wert für die Schadstoffe an dem Punkt, an dem die Emissionen die Anlage verlassen und jegliche Verdünnung (d. h. Hinzufügen von zusätzlichem Wasser, das für den Prozess nicht nutzbringend ist und für die Qualität des Produktes nicht benötigt wird) vor diesem Punkt wird bei der Bestimmung dieser Werte nicht berücksichtigt.

Es ist empfehlenswert, sowohl die Konzentrations- als auch die Frachtwerte immer unter Berücksichtigung der korrespondierenden Abwasservolumenströme zu interpretieren, so dass die Emissionsfrachten in die Umwelt sowie die lokale Wirkung eines konzentrierten Abwasserstroms in das aufnehmende Gewässer bewertet werden. Somit werden wassersparende Maßnahmen, die die Emissionsfracht auf gleicher Höhe halten oder reduzieren, aber die gemessenen Konzentrationswerte erhöhen, nicht benachteiligt.

Die übliche Praxis von Zellstoff- und Papierfabriken in Europa besteht darin, auf der Basis gemessener Konzentrationen die Schadstofffrachten, die in die Umwelt freigesetzt werden, zu berechnen. Die meisten Genehmigungen beziehen sich auf maximale Frachtwerte, die von den BVT-assozierten Emissionswerten für einen bestimmten Schadstoff abgeleitet werden. In Genehmigungen werden die Frachten oft als Tages-, Monats- oder Jahresfrachten angegeben (z. B. kg CSB/Tag, Tonnen CSB/Monat, Tonnen CSB/Jahr). Diese Werte werden von technisch basierten, produktspezifischen Werten, die in kg Schadstoff pro Tonne hergestelltes Endprodukt (z. B. CSB/Tonne lutro) angegeben werden, abgeleitet. Umweltqualitätsnormen können zusätzliche Messungen erfordern.

In Abbildung 2.3 wird die Berechnung der Tagesemissionsfrachten und produktspezifischen Emissionsfrachten mittels der entsprechenden Gleichungen erläutert. Eine Beispielberechnung für eine echte Fabrik für den Parameter CSB folgt weiter unten. Auf die gleiche Weise kann die Berechnung für alle anderen kritischen Parameter und für andere Referenzzeiträume (monatliche oder jährliche Zeitintervalle) erfolgen.

The calculation of the daily emission load and the specific loads and flows is based on reliable knowledge of the following data:

- concentration of a given pollutant during a defined time period [e.g. mg/l of a 24-hour composite sample]
- flow determined during the same time interval as the concentration value [e.g. m³/day]
- net production during one and the same time interval [e.g. ADt/day].

Equation (1) for the daily COD load [kg COD/day]

Concentration ⁽¹⁾ [mg/l] × corresponding flow ⁽²⁾ [m³/day]/1 000

Equation (2) for the specific COD load [kg COD/ADt]

COD load per day [kg COD/day]/daily net production [kg ADt/day]

Equation (3) for the specific flow [m³/ADt]

Daily flow/daily net production

The same calculation can be carried out for monthly and yearly emission average values. For the monthly specific COD load, the daily COD loads are summed up and divided by the monthly net production; for the yearly specific COD load, the COD loads of all days of the year are summed up and divided by the yearly net production. In the same manner, these values can be established for very short reference periods (e.g. two-hour mixed samples and the two-hour corresponding flow).

⁽¹⁾ Results of the laboratory analysis of the 24-hour composite samples.

⁽²⁾ The flow is measured by flow meters for a corresponding reference period (day, week, month, year).

Abbildung 2.3: Beispiel für die Umrechnung der Konzentration eines kritischen Wasserschadstoffs (mg/l) in tägliche Emissionsfrachten und spezifische Emissionsfrachten und Abwasservolumenströme

Eine Berechnung für eine echte Sulfatzellstofffabrik verdeutlicht beispielhaft die Beziehung zwischen der gemessenen Konzentration und der täglichen Emissionsfracht sowie der produktspezifischen Fracht für den Parameter COD.

Die COD-Konzentration der Abwässer aus der Abwasserbehandlungsanlage dieser Fabrik beträgt 397 mg/l (gemessen in einer 24-Stunden-Mischprobe). Der korrespondierende Abwasservolumenstrom an diesem Tag beläuft sich auf 44 204 m³/Tag (Online-Messung über die korrespondierenden 24 Stunden). Die tägliche COD-Fracht kann gemäß Gleichung (1) berechnet werden, indem die Konzentration und der Abwasservolumenstrom multipliziert werden, wodurch sich ein Ergebnis von 17 549 kg COD/Tag ergibt. Die Nettoproduktion beläuft sich an diesem Tag auf 1 840 Tonne lutro/Tag (Wert des entsprechenden Tages). Nach Berechnung mithilfe von Gleichung (2) ergibt sich eine produktspezifische COD-Fracht von $17\,549/1\,840 = 9,5$ kg COD/Tonne lutro. Der spezifische Abwasservolumenstrom gemäß Gleichung (3) beläuft sich auf 24 m³/Tonne lutro.

In den Genehmigungen europäischer Zellstoff- und Papierfabriken werden zur Berechnung der produktspezifischen Fracht zwei unterschiedliche Herangehensweisen für die entsprechende Produktion angewendet: „Nettoproduktion“ und „installierte maximale Maschinenkapazität“. Um vergleichbare und zurückverfolgbare Daten vorzulegen, beziehen sich in diesem Dokument alle Emissionswerte und BVT-assoziierten Emissionswerte ausschließlich auf die Nettoproduktion (lufttrocken) oder das „verkaufsfähige Produkt“ (siehe Punkt II unten).

I. Die installierte maximale Maschinenkapazität

Die installierte maximale Maschinenkapazität ist die definierte Produktionskapazität eines Endprodukts, gewogen nach den Produktionsmaschinen und behördlich zugelassen. Dieser Wert bezieht sich auf die jährliche maximale Nettoproduktionskapazität einer Zellstofffabrik oder die

Nettoproduktionskapazität einer Papiermaschine/mehrerer Papiermaschinen (d. h. hergestelltes Papier nach der Walze, geschnitten und verpackt, ohne Ausschuss). Die maximale Maschinenkapazität ist ein fester Wert (unabhängig von der echten Produktionsmenge während eines bestimmten Zeitraums), der sich nicht ändert, solange der Betreiber nicht eine Erhöhung der Produktionskapazität bei der Genehmigungsbehörde beantragt. Die installierte maximale Maschinenkapazität unterscheidet sich normalerweise von der tatsächlichen Produktion (siehe Punkt II unten). Das Ergebnis ist ziemlich gut mit dem verkaufsfähigen Produkt, wenn die Fabrik mit voller Kapazität betrieben wird, vergleichbar. Zur Einhaltung der Genehmigung, werden die spezifischen Frachten (z. B. kg CSB/Tonne lutro) auf der Basis des tatsächlichen Abwasservolumenstroms und der tatsächlichen Konzentrationen sowie der in der Genehmigung festgelegten Produktionskapazität berechnet. Für die externe Kommunikation oder die Umweltberichterstattung verwenden diese Unternehmen oft zusätzlich Emissionsfrachtfaktoren, die auf der tatsächlichen Nettoproduktion beruhen. Für dieses Dokument wurden die Emissionsdaten dieser Fabriken auf der Grundlage der tatsächlichen Nettoproduktion zur Verfügung gestellt, um vergleichbare Daten zu gewinnen.

II. Die Nettoproduktion

- (i) Bei Papierfabriken bezieht sich die Nettoproduktion auf die unverpackte, verkaufsfähige Produktion nach der letzten Rollenschneidmaschine, d. h. vor der Verarbeitung.
Bei getrennten Beschichtungsanlagen bezeichnet die Nettoproduktion die Produktion nach dem Streichen.
Bei Hygienepapierfabriken bezeichnet die Nettoproduktion das verkaufsfähige Material in Tonnen nach der Hygienepapiermaschine vor den Aufrollprozessen und ohne Kern.
- (ii) Bei Marktzellstofffabriken (nicht integrierte Fabriken) bezieht sich die Nettofaserstoffproduktion auf die Gesamtproduktion in Tonnen nach dem Verpacken (Faserstoff mit einem Trocknungsgrad von 90 %, d.h. „lufttrocken“ - lutro).
- (iii) Bei integrierten Zellstoff- und Papierfabriken bezieht sich die Nettofaserstoffproduktion auf die Gesamtproduktion in Tonnen nach dem Verpacken (Faserstoff mit einem Trocknungsgrad von 90 %, d.h. lutro) zuzüglich dem in die Papierfabrik transportierten Faserstoff (Faserstoff mit Trocknungsgrad 90 %, d. h. lufttrocken). Für die Nettopapierproduktion integrierter Zellstoff- und Papierfabriken siehe (i).

Manchmal verweisen Papierfabriken auch auf das „verkaufsfähige Produkt“, was bei Faserstoff dasselbe ist wie die vorstehend erläuterte Nettoproduktion; in der Papierherstellung bezeichnet das „verkaufsfähige Produkt“ das Gewicht des Papiers, das zum Lager geschickt wird.

2.2.2.1.5 Sonderfall mit Einfluss auf die Vergleichbarkeit der Emissionsdaten

In Deutschland wird für viele Industriezweige tot-N noch immer als Summe des anorganischen Stickstoffs definiert, d. h. Nitritstickstoff, Nitratstickstoff und Ammoniakstickstoff. In den meisten Fällen ist organisch gebundener Stickstoff nicht enthalten. Normalerweise enthalten daher die von deutschen Zellstoff- und Papierfabriken gemeldeten Stickstoffwerte nur einen Teil des gesamten gebundenen Stickstoffs (TN_b), der in die Umwelt freigesetzt wird. Daher sind die von deutschen Papierfabriken gemessenen und gemeldeten Stickstoffemissionen häufig niedriger als die gemeldeten Emissionen von Fabriken in Ländern, in denen TN_b oder tot-N gemessen und gemeldet wird - dies ist abhängig vom Anteil des organischen Stickstoffs, den eine bestimmte Probe enthält.

2.2.2.2 Überwachung der Emissionen in die Luft

Der Zweck der Emissionsüberwachung besteht darin, genaue, repräsentative und vergleichbare Zahlen zur Menge emittierter Schadstoffe zu erhalten (siehe Abschnitt 2.2.1). Die Ergebnisse der Emissionsüberwachung werden zur Kontrolle der Einhaltung von Bestimmungen, zum Zwecke der Information der Öffentlichkeit, zur Berechnung emittierter Frachten und zur Optimierung des Emissionsverhaltens (z. B. in Bezug auf NO_x und CO) oder den Betrieb von Rauchgasreinigungssystemen

(z. B. in Bezug auf SO₂) verwendet. Sie werden ebenfalls verwendet, um die Umweltleistung unterschiedlicher Anlagen und Technologien zu vergleichen und um mit der Anwendung von BVT assoziierte Emissionswerte zu definieren.

Der Stand der Technik für die Emissionsüberwachung umfasst die Berücksichtigung vieler Aspekte. Um die vorgenannten Ziele zu erfüllen, sollte sich das Überwachungsverfahren dabei im Rahmen des Möglichen auf die entsprechenden internationalen CEN-Normen, ISO-Normen oder nationalen bzw. internationalen Normen stützen, die die Ermittlung von Daten in gleicher wissenschaftlicher Qualität gewährleisten. Das Überwachungsverfahren umfasst:

- Lage von Probenahmestellen (z. B. EN 15529)
- Auswahl von Messsystemen (z. B. EN ISO 14956, EN 50379-1)
- Kalibrierung und Verwendung von Referenzmessverfahren
- Einstellung von Messsystemen
- Funktionskontrolle
- Berechnung von Unsicherheiten (z. B. EN ISO 20988)
- Verfügbarkeit von Messsystemen
- Wartung von Messsystemen
- Umsetzung eines Qualitätssicherungs- und Qualitätskontrollsystems (z. B. EN 14181)
- Überwachung relevanter Prozessparameter, wie z. B. Sauerstoffgehalt, Temperatur, Druck, Wasserdampfgehalt, Rauchgasvolumen (größtenteils berechnet), Brennstoffe, Lastbedingungen (z. B. EN 15529)
- Berechnung der Emissionskonzentrationen (Auswahl von Rohdaten, verwendete Algorithmen) und emittierte Frachten
- Berichterstattung.

Allgemeine Informationen zur Auswahl einer repräsentativen Probenahmestelle für Emissionen in die Atmosphäre oder zu Fragen in Bezug auf die Wahl des Zeitpunkts (Häufigkeit der Messungen, Mittelungszeit, Abdeckung aller relevanten Betriebszeiträume), zur Verfügbarkeit von Messsystemen oder der Funktionskontrolle und Kalibrierung und Berichterstattung sind im Merkblatt über Allgemeine Überwachungsgrundsätze [269, COM 2003] enthalten.

Nachstehend werden nur die relevantesten sektorspezifischen Aspekte erörtert, die in Bezug auf die BVT-assozierte Überwachung berücksichtigt werden sollten.

2.2.2.2.1 Die Probenahmestellen

Die richtige Lage der Probenahmestellen hat einen großen Einfluss auf die Genauigkeit und Vergleichbarkeit der Ergebnisse der Emissionsüberwachung. Im Allgemeinen können für alle Punktquellen von Zellstoff- und Papierfabriken, wie Verbrennungsanlagen (z. B. Ablaugekessel, Kalköfen/Wirbelschichtkessel, spezielle Brenner für die Verbrennung von Geruchsgasen, Hilfskessel z. B. öl- oder gasbefeuerte Kessel, Biomassekessel, z. B. Rindenkessel oder Mehrstoffkessel, betriebsinterne Verbrennungsanlagen für Spuckstoffe, Schlamm und/oder Biomasse, Kraft-Wärme-Kopplungsanlagen, z. B. GuD-Anlage) oder andere Quellen (z. B. Auflösebehälter, Zellstofflinienwäscher zur Reinigung der Restgase aus der Wasch-, Sortier- und Bleichanlage von Sulfatzellstofffabriken, Trockner der Papier- oder Streichmaschinen) korrekte Probenahmestellen ausgewählt werden.

Für die Lage der Probenahmestellen stehen zugelassene Normen zur Verfügung (wie EN 15529), die angewendet werden sollten. In vielen Mitgliedsstaaten ist ein Zertifikat von einem zugelassenen Sachverständigen erforderlich, um nachzuweisen, dass die Lage der Probenahmepunkte eine repräsentative Emissionsüberwachung ermöglicht. Die Repräsentativität der Probe ist essenziell. Des Weiteren muss die Wahl eines zugelassenen Messsystems berücksichtigt werden.

2.2.2.2.2 Probenahme und kontinuierliche/diskontinuierliche Messverfahren

Die Entscheidung, ob ein Schadstoff kontinuierlich oder diskontinuierlich gemessen werden sollte, hängt hauptsächlich von der Größe der Fabrik, den verwendeten Brennstoffen, dem Rauchgasvolumenstrom, den Betriebsstunden, den Lastbedingungen, den Umweltqualitätsnormen, dem mit der Emission verbundenen Umweltrisiko und lokalen Fragen ab. Zugelassene Systeme für die kontinuierliche Überwachung (CM) sind auf dem Markt für eine Vielzahl an Schadstoffen verfügbar, einschließlich Staub, SO₂, NO_x, CO, C_{org} und HCl. Die Ergebnisse kontinuierlicher Messungen können verwendet werden, um die gesamten jährlichen Emissionen oder zeitliche Schwankungen der Emissionen während des Betriebs (Halbstundenwert, Tagesmittelwert etc.) zu berechnen.

In einigen Mitgliedsstaaten werden Staub-, NO_x- und SO₂-Emissionen kontinuierlich gemessen, wenn die Kapazität der Fabrik 30 MW_{th} (CO: 10 MW_{th}) übersteigt. In einigen Mitgliedsstaaten ist die kontinuierliche Überwachung selbst für kleinere Fabriken vorgeschrieben, wenn schnell wechselnde Lastbedingungen vorliegen oder das Emissionsverhalten nicht entsprechend kontrolliert werden kann (z. B. infolge häufiger Störungen).

Durch die Umsetzung eines Systems zur kontinuierlichen Überwachung erhält der Betreiber eine direkte Rückmeldung zur aktuellen Emissionslage und zum Emissionstrend. Mit diesem Wissen ist es möglich, das Emissionsverhalten der Anlage zu verbessern, z. B. durch Optimierung der Verbrennungsbedingungen (NO_x, CO, C_{org}), des Rauchgasreinigungssystems (SO₂) oder des Brennstoffmixes. Dies ist besonders dann wichtig, wenn sich die Eigenschaften des Brennstoffmixes (z. B. Heizwert, Wassergehalt) und/oder die Lastbedingungen wiederholt ändern. CO kann als Verbrennungsüberwachungsparameter jederzeit kostengünstig kontinuierlich gemessen werden.

Ein weiterer Vorteil ist die Möglichkeit, die Öffentlichkeit über das Internet in Bezug auf die Emissionen der Fabrik zu informieren, was in vielen Fällen zu verbesserten Beziehungen zwischen Betreibern und deren Nachbarn geführt hat. Die Ergebnisse der kontinuierlichen Überwachung können auch mit Luftqualitätsdaten verknüpft werden, um eine sofortige und angemessene Reaktion bei einer Überschreitung der Grenzwerte zu ermöglichen.

Die Umsetzung eines kontinuierlichen Überwachungssystems geht mit höheren Investitions- und Betriebskosten einher als ein System zur diskontinuierlichen Emissionsmessung. Generell müssen kontinuierliche Messsysteme regelmäßig mittels paralleler Messungen auf Grundlage der Referenzmethoden überprüft werden.

Diskontinuierliche Messungen erfolgen periodisch mithilfe einer bestimmten Anzahl unabhängiger Bestimmungsverfahren. Wesentliche Parameter sind die Bestimmung der Messunsicherheit und die zugehörigen Lastbedingungen, die repräsentativ für die Fabrik sein sollten.

Diskontinuierliche Messungen werden oft für Emissionsquellen mit kleineren Rauchgasvolumenströmen eingesetzt. Periodische Messungen geben Aufschluss über den Emissionsstatus während des gewählten Probenahmezeitraums. Wenn das Ziel der diskontinuierlichen Überwachung darin besteht, ein zuverlässiges Bild der Gesamtemissionen über einen den Probenahmezeitraum übersteigenden Zeitraum, z. B. einen Tag, einen Monat oder ein Jahr, zu liefern, ist es entscheidend, auf eine statistisch fundierte Anzahl an Proben zurückgreifen zu können. Werden die Gesamtemissionen auf der Grundlage weniger Proben berechnet, die nur einen kleinen Zeitausschnitt der Gesamtbetriebsstunden darstellen, werden sie die tatsächliche Situation wahrscheinlich nur schlecht widerspiegeln. Das ist darauf zurückzuführen, dass Prozesse nicht gleichbleibend sind und vorherrschende Prozessbedingungen oder Störungen die berechneten Ergebnisse signifikant beeinflussen können.

Unabhängig vom angewendeten System sollte dem Betreiber und der Behörde ein detaillierter Bericht über die angewendeten Verfahren (Strategie, Instrumente, Systeme, Unsicherheit, Rohdaten, Prozessparameter,

Lastbedingungen, verwendete Brennstoffe, Funktionsweise der Rauchgasreinigungssysteme, Probenahme, Probenbehandlung) und die Ergebnisse der Emissionsüberwachung zur Verfügung gestellt werden.

Die Berichtspflichten können zusätzlich zu den Gesamtstaubmessungen die Ermittlung von PM₁₀ und PM_{2,5} (ermittelt durch Größenverteilung) umfassen. Die Staubzusammensetzung wird durch Einzelmessungen, z. B. einmal oder zweimal pro Jahr, bestimmt.

Tabelle 2.5 zeigt die Methoden, die in einigen Mitgliedsstaaten, die Daten in Bezug auf ihre Überwachungspraxis zur Verfügung gestellt haben, normalerweise zur Probenahme für Emissionen in die Atmosphäre angewendet werden (andere Länder haben keine oder nur unvollständige oder uneindeutige Daten zur Verfügung gestellt). Die Beispiele belegen hinreichend, dass kontinuierliche Messungen für die meisten Emissionsquellen anwendbar sind:

- (i) Österreich: Als allgemeine Verpflichtung, ist die kontinuierliche Emissionsüberwachung verlangt:
- Bei der Verbrennung von flüssigen und festen Brennstoffen für
 - Partikel und CO, wenn die Feuerungswärmeleistung 10 MW übersteigt
 - NO_x und SO₂, wenn die Feuerungswärmeleistung 30 MW übersteigt
 - Bei der Verbrennung gasförmiger Brennstoffe für
 - CO, wenn die Feuerungswärmeleistung 10 MW übersteigt
 - NO_x, wenn die Feuerungswärmeleistung 30 MW übersteigt.

Einige Behörden schreiben jedoch selbst bei niedrigeren Kapazitäten die kontinuierliche Messung vor. Wenn Abfall mitverbrannt wird, kann die kontinuierliche Überwachung für zusätzliche Schadstoffe oder für niedrigere Kapazitäten gemäß der EU-Abfallverbrennungsrichtlinie (*Quelle*: Umweltbundesamt, 2010) erforderlich sein.

- (ii) Finnland: Tabelle 2.4 und Tabelle 2.5 zeigen, dass in vielen Zellstoff- und Papierfabriken die meisten Parameter kontinuierlich gemessen werden; einige andere Fabriken messen periodisch.
- (iii) Polen: Alle Emissionsquellen, die mit einer mechanischen Belüftung versehen sind, werden berücksichtigt. Daher sind zusätzlich zu den in Tabelle 2.5 aufgeführten wesentlichen Emissionsquellen, folgende Emissionspunkte eingeschlossen: Stoffwasch- und Sortieranlagen, Bleichanlagen, Tallölanlagenwäscher, Schmelztankwäscher, Kalklöcher, Staubabscheider an Papierschnideanlagen, in einigen Fällen auch Emissionen aus Lagertanks, Kalkschlamm und Grünlaugefiltern.
- (iv) Portugal: Zusätzlich zu den Messungen an den in Tabelle 2.4 und Tabelle 2.5 aufgeführten wesentlichen Emissionsquellen werden in portugiesischen Sulfatzellstofffabriken periodische Messungen von Volumenstrom, Staub, SO₂ und TRS oder H₂S an den Abgasen der Auflösebehälter und dem Zellstofflinienwäscher, der die Restgase und diffusen Emissionen aus Zellstofflinientanks und Prozessanlagen (von Wasch-, Sortier-, O₂-Delignifizierungs-, Bleich- und ClO₂-Anlagen) reinigt, durchgeführt. Außerdem erfolgt nach dem Zellstofflinienwäscher eine periodische Messung von Cl₂. Gelegentlich werden VOC am Ablaugekessel, dem Kalkofen und dem separaten Brenner für Geruchsgase gemessen.
- (v) Schweden: Gemäß der schwedischen Umweltschutzbehörde werden die meisten Parameter an Ablaugekesseln, Kalköfen, TRS-Brennern, Hilfskesseln und Abfallmitverbrennungsanlagen kontinuierlich gemessen. In Fällen, in denen eine Anlage zur Abfallmitverbrennung vor Ort betrieben wird (z. B. Verbrennung von Spuckstoffen, Deinking-Schlamm und andere Materialien aus der Altpapierverarbeitung), werden normalerweise weitere Parameter gemäß der Abfallverbrennungsrichtlinie (WID) [203, Richtlinie 2000/76/EG 2000] überwacht und gemessen.

Online-Messungen in Sulfatzellstofffabriken sind aufgrund der unterschiedlichen physisch-chemischen Eigenschaften der Gase oft anspruchsvoller als beispielsweise die Energiekesselmessungen. Ablaugekesselasche sammelt sich zum Beispiel leicht auf der Oberfläche eines Messgeräts an. Auch Rauchgasfeuchte kann Probleme verursachen. Zellstofffabrikmessungen erfordern daher einen höheren

Wartungsaufwand als in anderen Prozessen. Wie jedoch aus Tabelle 2.4 ersichtlich ist, wenden viele Fabriken kontinuierliche Messungen der meisten Parameter an.

Zusätzliche Informationen zur Beschreibung kontinuierlicher Überwachungssysteme sind im Merkblatt über Allgemeine Überwachungsgrundsätze (MON) [[269, COM 2003](#)] enthalten.

Kapitel 2

Tabelle 2.4: Kontinuierliche und periodische Überwachung der Prozessemissionen von Sulfatzellstofffabriken am Beispiel von fünf Mitgliedstaaten

Parameter	Ablaugekessel (AK)					Kalkofen (KO)					Spezieller Brenner für Geruchsgase					Schwachgase					
	AT	FI	PL	PT (5)	SE	AT	FI	PL	PT (5)	SE	AT	FI	PL	PT (5)	SE	AT	FI	PL	PT (5)	SE	
Abwasser- volumenstrom	K/BA	BA, K oder PM	PM	K oder PM	BA	K/BA	BA, K oder PM	PM	K oder PM	BA	K/BA	PM	PM	PM	GD	Nicht gemessen, da fast alle Schwachgase erfasst und verbrannt werden	Nicht gemessen			Stichprobe	
SO ₂	K	K, PM	PM, K	K oder PM	K	K, PM	K, PM	PM, K	K oder PM	K	PM	K, PM	PM	PM	K						NV
TRS oder H ₂ S ⁽¹⁾	K, PM	K, PM	PM, K	K oder PM	K	K, PM	K, PM	PM	K oder PM	K	PM	K, PM	PM	PM	PM						1–4/Jahr (6)
NO _x	K	K, PM (4)	PM	K oder PM	K	K, PM	K, PM (4)	PM	K oder PM	K	PM	K, PM	PM	PM	K						NV
Staub	K, PM	PM, (K Versuch	PM, K	K oder PM	K	K, PM	PM, (K Versuche	PM, K	K oder PM	K	NG	PM	PM	PM	NV						NV
CO (2)	K	PM	PM, K	K, PM	K	K	PM	PM, K	K, PM	K	PM	PM	PM	PM	K						NV
Schwermetalle	NG	PM	NG	PM	NV	NG	PM	NG	PM	NV	NG	PM	NG	NG	NV						NV
Dioxin/Fur.	NG	PM	NG	NG	NV	NG	NV	NG	NG	NV	NG	NV	NG	NG	NV						NV

Anmerkung:

(1) TRS umfasst H₂S; (2) Gewöhnlich nicht an Behörden gemeldet; (3) Emissionen von Cl_{tot} (Cl₂ + ClO₂) werden in der Bleichanlage gemessen (periodische Messung).**Verwendete Abkürzungen:**

NV = nicht verfügbar; **K** = kontinuierlich überwacht, **PM** = periodische Messung, **BA** = ermittelt auf Basis der Brennstoffanalyse (C, H, O, N, S, Asche, Feuchte und Energiegehalt werden in einer Brennstoffanalyse analysiert und als Datengrundlage für die mathematische Modellierung und somit die Berechnung des Volumenstroms verwendet); **GD** = Gebläsedaten; **NG** = nicht gemessen.

Österreich: Pöls und M-real messen Staub an einem AK kontinuierlich und dem anderen AK periodisch; TRS wird nur in der Pöls-Fabrik kontinuierlich gemessen. CO, NO_x und SO₂ werden an allen AK kontinuierlich gemessen. Am KO misst die Pöls-Fabrik Staub, CO, NO_x und SO₂ und TRS kontinuierlich; die anderen Fabriken messen periodisch. *Quelle:* Umweltbundesamt, 2010.

Finnland: (4) NO_x-Emissionen von Ablaugekesseln und Kalköfen werden in vielen Fabriken kontinuierlich gemessen.

Polen: Feinpartikel (PM₁₀ oder PM_{2,5}) werden durch Kampagnenmessungen bestimmt. *Quelle:* Association of Polish Papermakers, 2009.

Portugal: (5) Neben den wesentlichen Emissionsquellen, werden die Abgase vom Zellstofflinienwäscher (Restgaswäscher der Wasch-, Sortier- und Bleichanlagen) und vom Auflösebehälter periodisch gemessen. *Quelle:* CELPA Associates, 2009.

Schweden: (6) Von verschiedenen Teilen des Prozesses werden Schwachgase emittiert (circa 20 – 40 Emissionspunkte). Die verbleibenden Emissionen von Schwachgasen, die nicht vollständig erfasst werden, werden in Kampagnen überwacht, die oft nur einmal pro Jahr erfolgen. Proben werden in gasdichten Kunststoffbeuteln genommen. Der Volumenstrom, die Temperatur und der Druck werden überwacht. Die Proben werden per Gaschromatografie analysiert. Die relevanten reduzierten Schwefelverbindungen sind H₂S, Methylmercaptan (MM), Dimethylsulfid (DMS), Dimethyldisulfid (DMDS). Obwohl die Ergebnisse der Überwachung an derselben Probenahmestelle im Zeitverlauf stark schwanken können (minus 70 % bis plus 100 % im Vergleich zum Mittelwert), unterscheiden sich die von einer Fabrik emittierten Gesamtmengen von Kampagne zu Kampagne deutlich weniger. *Quelle:* [Schwedische Umweltschutzbehörde, 2010]

Norwegen: Am AK und KO werden Volumenstrom, Staub, CO, NO_x, SO₂ und TRS kontinuierlich gemessen; an anderen AK und KO werden Volumenstrom, NO_x und Schwermetalle periodisch gemessen. Für den separaten Brenner für Geruchsgase werden periodische Messungen von Volumenstrom, Staub, CO, NO_x, SO₂ und TRS ausgeführt. LCP-Kessel und Abfallverbrennungsanlagen messen kontinuierlich Volumenstrom, Staub, CO, NO_x, SO₂. Bei anderen Hilfskessel erfolgt eine periodische Messung. Abhängig vom Brennstoff (Mitverbrennung) werden auch TOC, HCl, Schwermetalle und Dioxine/Furane bestimmt. Ähnlich wie in Schweden werden diffuse Emissionen (Schwachgase), die nicht erfasst und behandelt werden, normalerweise 4-mal pro Jahr ermittelt/berechnet. *Quelle:* Norwegische Umweltschutzbehörde, 2009.

Tabelle 2.5: Kontinuierliche und periodische Überwachung der atmosphärischen Emissionen von Verbrennungsanlagen am Beispiel von fünf Mitgliedsstaaten

Parameter	Hilfskessel oder Rindenkessel, Wirbelschichtfeuerung					Spuckstoff-, Schlammmitverbrennung				
	AT (4)	FI (5)	PL (6)	PT (7)	SE	AT	FI	PL	PT	SE
Abwasservolum	K	BA, K oder PM	K (6) und PM	K (7) oder PM	BA	K	K, PM	Keine Anlage in Betrieb	Keine Anlage in Betrieb	BA
SO ₂	K	K (5) oder BA und PM (5)	K (6) und PM	K und PM (7) oder K oder PM	BA/K	K	K, PM			K
NO _x	K	K (5) und PM (5), BA	K (6) und PM	K und PM (7) oder K oder PM	K	K	K, PM			K
Staub	K	K (5) und PM (5)	K (6) und PM	K und PM (7) oder K oder PM	K	K	K, PM			K
CO (2)	K	PM	K (6) und PM	K und PM (7) oder K oder PM	K	K	K, PM			K
Cl ₂ (3)	NG	PM	NG	NG	NV		K, PM			NV
HCl	K in einigen Fällen, PM	NV	NV	NG	NV	K, PM	K, PM			NV
TOC (oder C _{org})	K in einigen Fällen, PM	NV	NV	PM	NV	K	K, PM			NV
Schwermetalle	PM in einigen Fällen	PM	NV	PM (7)	NV	PM	PM			NV
Dioxin/Fur.	PM (nur wenn RCF- Spuckstoffe mitverbrannt werden)	PM	NV	NG	NV	PM (nur wenn RCF-Spuckstoffe mitverbrannt werden)	PM			NV

Anmerkung:
 (1) TRS umfasst H₂S; (2) Gewöhnlich nicht an Behörden gemeldet; (3) Emissionen von Cl_{tot} (Cl₂ + ClO₂) werden in der Bleichanlage gemessen (periodische Messung).
Verwendete Abkürzungen:
NV = nicht verfügbar; **K** = kontinuierlich überwacht, **PM** = periodische Messung, **BA** = ermittelt auf Basis der Brennstoffanalyse (C, H, O, N, S, Asche, Feuchte und Energiegehalt werden in einer Brennstoffanalyse analysiert und als Datengrundlage für die mathematische Modellierung und somit die Berechnung des Volumenstroms verwendet); **GD** = Gebläsedaten; **NG** = nicht gemessen.
Österreich: (4) Daten beziehen sich auf die Wirbelschichtfeuerung mit einer Feuerungswärmeleistung zwischen 4,8 und 133 MW. Die meisten Wirbelschichtkessel verbrennen Abfall mit. Für Dampfkesselanlagen gilt Folgendes: feste und flüssige Brennstoffe - kontinuierliche Messung von Staub und CO für Anlagen > 10 MW_{th}; kontinuierliche Messung von NO_x und SO₂ für alle Anlagen > 30 MW_{th}; für gasförmige Brennstoffe - CO (> 10 MW_{th}), NO_x (> 30 MW_{th}), T, O₂ (oder CO₂) werden kontinuierlich gemessen. GuD-Anlagen messen NO_x und CO kontinuierlich, *Quelle:* Umweltbundesamt, 2010.
Finland: (5) Die Emissionen von Staub, NO_x und SO₂ von LCP-Kesseln (Hilfskessel >50 MW) werden in den meisten Fällen kontinuierlich gemessen.
Polen: (6) Der Volumenstrom und die Emissionen von CO, Staub, NO_x und SO₂ von LCP-Kesseln (Hilfskessel >50 MW) werden in den meisten Fällen kontinuierlich gemessen.
Portugal: (7) Die Emissionen von Staub, NO_x und SO₂ von LCP-Kesseln (Hilfskessel >50 MW) werden kontinuierlich und periodisch gemessen. Außerdem werden periodische Messungen der VOC ausgeführt.
Schweden: *Quelle:* Schwedische Umweltschutzbehörde, 2009.

2.2.2.2.3 Wesentliche Parameter und Analysemethoden

Tabelle 2.6 stellt die in Finnland verwendeten Messverfahren für Emissionen in die Atmosphäre nach Verbindung und Quelle dar.

Die meisten Messverfahren basieren auf standardisierten Verfahren. Es gibt einige Messverfahren für Emissionen in die Atmosphäre, die sich in Europa unterscheiden. Dazu gehört die Bestimmung von PM_{10} (einige Fabriken verfügen über ihre eigenen Systeme zur Partikelgrößenverteilung). Des Weiteren umfasst dies z. B. VOC, TRS und die Bestimmung des Rauchgasvolumens.

Tabelle 2.6 zeigt, dass die im regelmäßigen Überwachungsprogramm enthaltenen Parameter alle kontinuierlich überwacht werden können. Die zuständigen Behörden können abhängig vom Schadstoffmassenstrom, den verwendeten Brennstoffen, den Betriebsstunden, den Lastbedingungen oder den lokalen Bedingungen kontinuierliche, periodische oder gelegentliche Messungen vorschreiben.

Tabelle 2.6 In Zellstoff- und Papierfabriken verwendete Messverfahren für Emissionen in die Atmosphäre nach Verbindung und Quelle (Situation in Finnland)

Parameter	Ablaugekessel	Kalkofen	Hilfskessel (alle Kessel außer Brenner für die Abfallverbrennung)	Separater Brenner für Geruchsgase	Abfallmitverbrennung
Volumenstrom	Ultraschalldurchflussmesser, S-Pitotrohrverfahren oder Berechnung basierend auf Wärme und Stoffbilanz				Ultraschalldurchflussmesser, S-Pitotrohrverfahren oder thermischer
Staub/Partikel	Indirekte (Ersatzparameter) kontinuierliche Messung: Streulicht, optische Messung, triboelektrischer Effekt oder gravimetrische Methode: EN 13284-1 oder SFS 3866				Indirekte kontinuierliche Messung: Streulicht, optische Messung, triboelektrischer Effekt oder gravimetrisches Verfahren (EN 13284-
PM ₁₀	Bestimmung durch Einzelmessungen entweder über Fabrikmessungen oder Verwendung eines bekannten Fraktionskoeffizienten				
SO ₂	Direkte kontinuierliche Messung: UV-Fluoreszenz, nichtdispersiver Infrarotsensor (NDIR) oder Fourier-Transformations-Infrarotspektrometer (FTIR) Indirekte (Ersatzparameter) kontinuierliche Messung: Stoffbilanz/Brennstoffanalyse				
TRS (geben die in TRS enthaltenen Verbindungen an)	TRS-Konverter + UV-Fluoreszenz, NDIR (FTIR) Direkte kontinuierliche oder periodische Messung/indirekte kontinuierliche oder periodische Messung	Nicht anwendbar		TRS-Konverter + UV-Fluoreszenz oder NDIR (FTIR) Direkte kontinuierliche oder periodische Messung/indirekte kontinuierliche oder periodische Messung	Nicht anwendbar
NO _x	Direkte kontinuierliche oder periodische Messung: Chemilumineszenz, IR-Absorption oder FTIR: ISO 11564:1998, ISO 10849:1993, EN 14792:2005				
CO	Kontinuierliche direkte Messung: IR-Absorption, NDIR oder FTIR: ISO 12039:2001, EN 15058:2004. Immer in Verbindung mit anderen Emissionsmessungen gemessen. CO ist ein Betriebsüberwachungsparameter (gemessen in den Kesseln)				
TOC	Nicht in den regelmäßigen Überwachungsprogrammen enthalten, aber mit anderen Methoden nachgeprüft z. B. Berechnung. Alle verbindungsspezifischen Messungen für Brenner zur Abfallverbrennung gelten ggf. auch für alle anderen Prozesse				FID oder FTIR Direkte kontinuierliche Messung
NMVOC					FTIR Direkte kontinuierliche Messung
Metalle					EN 14385, EN 13211: Direkte periodische Messung
Dioxine / Furane					EN 1948: Indirekte kontinuierliche Messung
NH ₃					Emissionsfaktor: Berechneter Wert
PCDD/F					Messung oder Berechnung
PAH-4					Messung oder Berechnung
HCl					EN 1911-1-3:2003 Messung oder Berechnung
HF					Messung oder Berechnung
<i>Quelle:</i> Finnisches Umweltinstitut und Verband der finnischen Forstindustrie, 2009. Aus AT, DE, SE und PL wurden fast identische Methoden gemeldet.					

2.2.2.4 Referenzbedingungen

Die Ergebnisse der Luftemissionsüberwachung werden normalerweise als Massekonzentrationen (mg/Nm^3) für einen bestimmten Zeitraum in Bezug auf Standardbedingungen angegeben und sind auf einen bestimmten Sauerstoffgehalt normiert. Wenn in diesem Dokument nichts Gegenteiliges angegeben ist, beziehen sich die Standardbedingungen für Messungen von Volumenströmen und Konzentrationen von Rauchgasen auf folgende Definitionen:

Nm^3/h	Volumenstrom: Der Volumenstrom bezieht sich auf den Sauerstoffgehalt in Vol.-%, der für die fragliche Emissionsquelle und den Normzustand angegeben ist.
mg/Nm^3	Konzentration: Die Konzentrationen gasförmiger Stoffe oder Stoffmischungen beziehen sich auf den trockenes Rauchgas bei dem Sauerstoffgehalt in Vol.-%, der für die fragliche Emissionsquelle/den fraglichen Brennstoff und den Normzustand
Normzustand	Bezieht sich auf eine Temperatur von 273,15 K (0 °C), einen Druck von 101,3 kPa und trockenes Rauchgas, d. h. nach Abzug des Wasserdampfgehalts.

Luftemissionsbereiche, die als Konzentrationswerte angegeben werden, beziehen sich immer auf einen definierten Bezugssauerstoffgehalt in Vol.-% O_2 , wie er für die fragliche Emissionsquelle angegeben ist, obwohl der tatsächliche Sauerstoffgehalt innerhalb des Feuerungsprozesses niedriger oder höher sein kann. In den einzelnen Ländern gelten unterschiedliche Bezugssauerstoffgehalte, wie beispielhaft in Tabelle 2.7 dargestellt ist.

Tabelle 2.7: Bezugssauerstoffgehalte für verschiedene Verbrennungsanlagen in ausgewählten Ländern

Art der Verbrennung	Bezugs- O_2 -Gehalt in Vol.-% in Portugal	Bezugs- O_2 -Gehalt in Vol.-% in	Bezugs- O_2 -Gehalt in Vol.-% in Finnland
Ablaugekessel	8 %	5 %	6 %
Kalkofen	8 %	5 oder 6 %	6 %
Hilfsrindenkessel	6 oder 8 %	11 oder 13 %	6 %
Hilfsheizölkessel	8 %	3 %	3 %
Hilfserdgaskessel	8 %	3 %	3 %
Biomassekessel	8 %	11 oder 13 %	6 %
Kraft-Wärme-Kopplungsanlage (GuD-Anlage)	15 %, außer VOC, welches bei 8 % und CO , das bei 8 % liegt	15 %	6 %
Separater Brenner für die Geruchsgasverbrennung	NV	3 %	3 %

Anmerkung: NV = nicht verfügbar
 Quelle: CELPA Associates, Umweltbehörde Österreich, Finnisches Umweltinstitut, 2009.

Um auf verschiedenen Sauerstoffgehalten basierende Emissionskonzentrationsdaten vergleichbar und rückverfolgbar zu machen, sollte eine einfache Berechnung gemäß der nachstehend dargestellten Berechnungsformel angewendet werden:

$$E_R = \frac{21 - O_R}{21 - O_M} * E_M$$

E_R (mg/Nm^3): Emissionskonzentration in Bezug auf den Bezugssauerstoffgehalt O_R

O_R (Vol.-%): Bezugssauerstoffgehalt

E_M (mg/Nm^3): Emissionskonzentration in Bezug auf den gemessene Sauerstoffgehalt

O_M (Vol.-%): gemessener Sauerstoffgehalt

Zusätzliche nützliche Informationen zur Überwachung sind im Merkblatt über Allgemeine Überwachungsgrundsätze (MON) [269, COM 2003] enthalten.

2.2.2.2.5 Zusammenhang zwischen Konzentration und spezifischen Emissionsfrachten

Als Konzentration angegebene Emissionsmessungen können in spezifische Emissionsfrachten umgewandelt werden. Emissionsdaten in beiden Formen sind sowohl für die Regulierungsbehörde als auch den Betreiber nützlich. Wenn Daten in diesen Formen verglichen oder umgewandelt werden, muss darauf geachtet werden, wie die Emissionsfrachten berechnet werden.

In Abbildung 2.4 wird ein Beispiel für die Staubemissionen einer Zellstofffabrik dargestellt (Jahresmittelwerte). Es wird eine Berechnung ausgeführt, um darzustellen, wie die Konzentration eines kritischen Schadstoffs (mg/Nm^3) in den spezifischen Emissionsfaktor (kg/Tonne Zellstoff oder Papier lutro) umgewandelt werden kann.

The calculation of the emission load and the specific loads and flows is based on reliable knowledge of the following data (example of dust, yearly average values):

- dust concentration on an annual average basis (mg/Nm^3)
- off-gas flow rate on an hourly basis (Nm^3/hour)
- yearly operating time (hours/year)
- annual net production (ADt of pulp/year).

The calculation goes as follows:

– measured dust concentrations during one year (mg/Nm^3):	a
– annual average dust concentration (mg/Nm^3), which is normally summed up from all valid values from continuous monitoring:	b
– off-gas flow rate on an hourly basis (Nm^3/hour):	c
– yearly operating time (hours/year):	d
– annual off-gas volume (Nm^3/year):	e = c × d
– annual dust emissions (kg of pollutant/year):	f = b × e
– annual net production (tonnes of air dry pulp/year):	g
– specific emission factor (kg/ADt of pulp):	i = f/g
– specific off-gas volume (Nm^3/ADt):	h = e/g

The same calculation can be carried out for monthly and daily emission average values and for the other emission parameters.

Abbildung 2.4: Beispiel für die Umrechnung der Konzentration eines kritischen Luftschadstoffs (mg/Nm^3) in den spezifische Emissionsfrachtfaktor (z. B. kg Staub / Tonne lutro)

Die folgende Berechnung des echten Falls einer Sulfitzellstofffabrik verdeutlicht die Beziehung zwischen der gemessenen Konzentration, der täglichen Emissionsfracht sowie der produktspezifischen Fracht beispielhaft für den Parameter SO_2 . Die Berechnung wird in diesem Fall für die Monatsmittelwerte ausgeführt.

Die Nettozellstoffproduktion (Tonne lutro) der Fabrik betrug 3 928 Tonnen lutro/Monat. Im Januar 2008 belief sich die mittlere SO_2 -Konzentration im Abgas des Ablaugekessels auf $102 \text{ mg } \text{SO}_2/\text{Nm}^3$ (kontinuierlich gemessen). Der korrespondierende mittlere Rauchgasvolumenstrom (Normzustandbedingungen) betrug $34\,538 \text{ Nm}^3/\text{h}$. Die gesamten freigesetzten SO_2 -Emissionen in diesem Monat werden berechnet, indem die SO_2 -Konzentration mit dem mittleren Rauchgasvolumenstrom von $34\,538 \text{ Nm}^3/\text{h}$ und den Monatsbetriebsstunden, in diesem Fall 744 Stunden, multipliziert werden, was eine Gesamtmasse von $2\,621 \text{ kg } \text{SO}_2/\text{Monat}$ ergibt.

Die spezifische Fracht wird berechnet, indem die Gesamtmasse der SO_2 -Emissionen des Monats durch die Nettozellstoffproduktion (lufttrocken) dividiert wird = $2\,621 \text{ kg } \text{SO}_2/3\,928 \text{ Tonnen lutro} = 0,67 \text{ kg } \text{SO}_2/\text{Tonnen lutro}$.

Der spezifische Gasvolumenstrom ist: mittlerer Abgasvolumenstrom (Nm^3/h) x Betriebsstunden/Nettozellstoffproduktion (lufttrocken) = $34\,538 \text{ Nm}^3/\text{h} \times 744 \text{ Stunden}/3\,928 \text{ Tonnen lutro} = 6\,542 \text{ Nm}^3/\text{Tonnen lutro}$.

2.2.2.2.6 Messung diffuser Emissionen in Sulfatzellstofffabriken

Diffuse Schwefelemissionen bei Sulfatzellstofffabriken können auf der Basis von Produktionsprozessen entstehen, d. h. sie sind direkt mit dem Prozess verbunden (siehe Abschnitt 3.3.15), oder unabhängig von Produktionsprozessen entstehen, d. h. in Verbindung mit unterstützenden Aktivitäten wie der Holzaufbereitung (Hackschnitzelhaufen) und der Abwasserbehandlung.

Die einzige genaue Methode zur Bestimmung der Stark- und Schwachgasemissionen von verschiedenen Emissionspunkten ist die fast vollständige Erfassung und Verbrennung dieser Gase und deren Aufführung in der Berichterstattung als Teil der Gesamtemissionen von Punktquellen.

Die Unsicherheit bei der Bestimmung dieser Emissionen – sofern diese nicht vollständig erfasst werden – steigt aufgrund der Tatsache, dass die Anzahl der Quellen hoch ist und dass die Bestimmung der Gasmengen oder verdunsteten Mengen sehr schwierig ist, obwohl die Konzentrationen adäquat gemessen werden könnten. Die Unsicherheit der Gesamtmenge diffuser Emissionen steigt mit der wachsenden Anzahl an Quellen außerhalb von Gaserfassungssystemen.

Erreichbare Situation bei Verwendung moderner Gaserfassungssysteme

In modernen Fabriken, in denen effektive Erfassungssysteme angewendet werden, werden diffuse Emissionen von allen Produktionsprozessquellen erfasst und verbrannt und es treten praktisch keine signifikanten diffusen Emissionen auf - mit Ausnahme der Ströme, die aufgrund ihres vernachlässigbaren Schwefelgehalts nicht als erfassbar betrachtet werden. Für Zellstofffabriken mit einem effektiven Gaserfassungssystem können diffuse Emissionen nicht separat in der Berichterstattung aufgeführt werden, da sie bereits in den Gesamtfreisetzungen enthalten sind. Die Erfassung und Verbrennung kann mehr als 99 % der gesamten auf dem Produktionsprozess basierenden Emissionen gasförmiger Schwefelverbindungen umfassen (siehe Abschnitt 3.3.15).

Selbst effizient konzipierte und betriebene Gaserfassungssysteme können nicht immer die Gase aller Quellen und während aller Betriebsbedingungen vollständig erfassen. Signifikante diffuse Emissionen treten gewöhnlich unter außergewöhnlichen Bedingungen auf, z. B. in Abfahr- und Anfahrsituationen und bei Unfällen. In diesen Fällen muss aufgrund Explosionsgefahr die Verbrennung vorübergehend umgangen werden oder ein verfügbares Reservebehandlungssystem muss eingesetzt werden.

Normalerweise können diese unbehandelten Freisetzungen nicht genau gemessen werden, aber gemäß dem Überwachungsprogramm müssen sie mithilfe zuverlässiger Methoden, wie der Modellierung der Ausnahmesituationen, bewertet oder berechnet werden. Diese Berechnungsmethoden müssen im Überwachungsprogramm der Fabrik festgelegt sein und die für diese Berechnungen erforderlichen Daten sollten in der normalen Datenerfassung enthalten sein (d. h. Brennstoffverbrauch). Es ist auch möglich, während solchen außergewöhnlichen Situationen Simulationsmessungen auszuführen und die gemessenen Daten für die Schätzung zu verwenden. Aufgrund schwefelarmer Emissionen während den normalen Betriebszeiträumen können außergewöhnliche diffuse Emissionen einen sehr hohen prozentualen Anteil an den Gesamtschwefelemissionen der Fabrik ausmachen.

Dieser Effekt ist in Tabelle 2.8 ersichtlich, in der Daten von gemessenen Punktquellen im Prozess und bewertete Schwachgase aus diffusen Quellen für einige schwedische Sulfatzellstofffabriken zusammengestellt sind. Da die Fabriken im Prozess BVT anwenden und effektive Emissionsverminderungstechniken betreiben, setzen die Punktquellen der Prozesse (Ablaugekessel, Kalkofen, spezieller Brenner für Geruchsgase) relativ schwefelarmer Emissionen frei. Bewertete Emissionen aus diffusen Quellen (diffuse Emissionen) sind für genauso viele oder sogar mehr Schwefelemissionen verantwortlich wie von den Punktquellen emittiert werden.

Tabelle 2.8: Gasförmige Schwefelemissionen als S von Punktquellen und diffusen Quellen schwedischer Marktsulfatzellstofffabriken

Sulfatzellstofffabrik	Gasförmige Schwefelverbindungen als S		
	Jahresmittelwert Punktquellen im Prozess (kg/t Sulfatzellstoff)	Schwachgase aus diffusen Quellen (kg/t Sulfatzellstoff)	Alle Prozessquellen (kg/t Sulfatzellstoff)
Mönsterås	0,15	0,16	0,32
Skutskär	0,03	0,62	0,64
Mörrum	0,10	0,23	0,33
Värö	0,15	0,15	0,30

Quelle: Schwedische Statistiken zu Emissionen aus der Zellstoff- und Papierindustrie (2007).

Sonstige Fälle

In europäischen Sulfatzellstofffabriken gibt es Unterschiede hinsichtlich der in der Berichterstattung aufgeführten Gesamtschwefelemissionen, d. h. ein höherer oder niedrigerer Anteil der Emissionen unterschiedlicher Schwefelverbindungen sind in den gemeldeten Schwefelfreisetzen enthalten. Es gibt in Europa Sulfatzellstofffabriken, in denen die Erfassungs- und Verbrennungssysteme für Schwachgase noch immer unzureichend sind, was hohe diffuse Geruchsemissionen vom Fabrikgelände verursacht. Typische Quellen sind Tankbereiche bei Fabriken mit einem derart dezentralen Aufbau, dass technologisch und wirtschaftlich sinnvolle Erfassungsanwendungen in der Praxis schwieriger umzusetzen sind.

In diesen Fällen sollten für alle prozessbasierenden diffusen Emissionen Überwachungsanforderungen gelten, so dass diffuse Emissionen gemessen oder anderweitig bewertet werden müssen.

Die Ermittlung der tatsächlichen diffusen Emissionen stellt eine Herausforderung dar, weil die periodische Bewertung emittierter Gasmengen sehr schwierig ist, wenn sich der Volumenstrom der verschiedenen Emissionsquellen im Zeitverlauf verändert. Probenahmevorrichtungen, die in solchen Fällen verwendet werden können, sind je nach Art der Quelle Probenahmehauben, durchströmte Hauben oder Tunnel. Die Gaskonzentrationsanalyse erfolgt mittels Standardmethoden im Labor. Außerdem kann eine direkte Messung, z. B. mit tragbaren FTIR anwendbar sein. Bei Gerüchen können die Messungen mithilfe dynamischer Olfaktometrie (EN 13725:2003) ausgeführt werden.

Geruchsprüfungen durch geschultes Personal können als informative Überwachungsmethode angewendet werden. Das Personal sollte in der Erkennung der Geruchsart von diffusen Emissionen geschult sein. Wenn diese Gerüche an der Grenze des Anlagenstandorts wahrgenommen werden, sollte die Quelle dieser Emissionen untersucht werden. Wird die Quelle als relevant eingestuft, sollten geeignete Maßnahmen ergriffen werden, um diese Emissionen zu verringern oder zu vermeiden. Eine Beschreibung dieses Verfahrens kann gegebenenfalls Teil des Umweltmanagementsystems sein.

Bei einem Messverfahren, das z. B. in Finnland praktiziert wird, werden die diffusen Emissionen der Fabrik durch bodennahe Messungen der TRS an der Fabrikgrenze ermittelt: Messstationen sind im Umkreis der Fabrik an Stellen platziert, die aufgrund der typischen Windrichtung Bereiche darstellen, in denen die Wirkung dieser diffusen Emissionen gemessen werden kann.

In Schweden werden die verbleibenden nicht erfassten Schwachgase, die von verschiedenen Teilen des Prozesses emittiert werden (circa 20 – 40 Emissionspunkte) in Kampagnen überwacht, die oft nur einmal pro Jahr stattfinden. Proben werden in gasdichten Kunststoffbeuteln genommen. Der Volumenstrom, die Temperatur und der Druck werden überwacht. Dies kann an vielen Probenahmestellen ziemlich schwierig sein. Die Proben werden per Gaschromatografie analysiert. Die relevanten reduzierten Schwefelverbindungen sind Schwefelwasserstoff (H₂S), Methylmercaptan (MM), Dimethylsulfid (DMS), Dimethyldisulfid (DMDS).

Die Ergebnisse der Überwachung an einem spezifischen Probenahmepunkt können im Zeitverlauf stark schwanken. Schwankungen von minus 70 % bis plus 100 % in Bezug auf den Mittelwert wurden gemeldet. Die von einer Fabrik emittierten Gesamtmengen schwanken jedoch von Kampagne zu Kampagne deutlich weniger. Trotzdem besteht eine bestimmte Unsicherheit, wenn die verbleibenden Schwachgasemissionen (TRS als S) diffuser Quellen in europäischen Sulfatzellstofffabriken verglichen werden.

Bei Fabriken mit einem sehr effizienten Emissionserfassungssystem kann die Messung diffuser Emissionen unter Umständen nicht gerechtfertigt sein, da diese erfasst und verbrannt werden und somit in den Emissionen der Punktquellen enthalten sind. Nur bei Betriebsstörungen oder Ausfällen des Gasbehandlungssystems werden diffuse Emissionen freigesetzt, z. B. bei Umleitungen. Diese Zeiträume sollten aufgezeichnet und geschätzte Emissionen sollten in die Berichterstattung als „erfasste aber unbehandelte Schwachgase“ aufgenommen werden.

2.2.2.3 Überwachung von festen Abfällen

Der Abfallerzeuger überwacht die verschiedenen Abfallfraktionen, die während der Produktion entstehen. Dies schließt Informationen zur Menge, Qualität, Eigenschaften und Herkunft des erzeugten Abfalls ein (d. h. allgemeine Buchführungsanforderung). Außerdem sollte Wissen über die Wirkungen des Abfalls auf die Umwelt und die Gesundheit sowie die Eigenschaften, die die weitere Behandlung und endgültige Entsorgung beeinflussen, verfügbar sein.

Die Betreiber sind verpflichtet die erzeugten, gesammelten, gelagerten, transportierten, verwendeten oder entsorgten sowie alle verkauften oder übertragenen Abfälle zu dokumentieren. Die Anlieferungsstellen und Lieferdaten, die Transport-, Verwendungs- und Entsorgungsverfahren müssen ebenfalls dokumentiert werden, wenn der Abfall an einen anderen Ort als seinen Entstehungsort gebracht wird. Die Behörden sind einmal jährlich über die Menge, Entsorgung, Verwendung, Lagerung oder den Transport der erzeugten oder von anderer Stelle gewonnenen Abfälle zu informieren. Der Bericht wird auf einem speziellen Formular unter Verwendung der entsprechenden Abfallcodes aus dem konsolidierten „Abfallverzeichnis“ erstellt [50, Entscheidung 2000/532/EG 2000].

Es gibt spezifische Anforderungen an die Deponierung, die eine Bewertung der Eignung der Abfälle für die Deponierung umfassen. Um zur Deponierung zugelassen zu werden, muss die Zusammensetzung, Auslaugbarkeit und das Langzeitverhalten des Abfalls ermittelt werden. Die Bewertung des Abfalls basiert auf Untersuchungen der Abfalleigenschaften durch Ausführung einer Reihe von physikalisch-chemischen Prüfungen. Diese Prüfungen können die Durchführung folgender Analysen umfassen:

- der physikalisch-chemischen Zusammensetzung des Abfalls;
- der Belastung mit organischen Stoffen und Abbaueigenschaften des Abfalls;
- der Inhaltsstoffe und der Auslaugbarkeit der Verbindungen;
- ökotoxikologische Wirkungen des Abfalls und des Sickerwassers vom Abfall.

Die Eignung eines Abfalls für die Deponierung wird gewöhnlich von Fachlaboratorien, die auf Sickerwasserprüfungen und andere Prüfungen zur Bestimmung der Abfalleigenschaften spezialisiert sind, überprüft.

2.2 Receipt, storage and handling of fibrous materials and chemicals

The major raw materials for pulp and paper manufacturing are fibres (wood, paper for recycling), water, thermal (heat and steam) and electrical energy and process chemicals or chemical additives. The supply and handling of these materials are described in Sections 2.3 to 2.6. For good housekeeping in paper for recycling storage and handling, the reader is referred to Section 6.3.1.

2.2.1 Wood handling

This section applies to all chemical and mechanical pulp and paper mills.

2.2.1.1 Wood yard operations

Wood handling and the mill wood yards include all functions to prepare and store the wood raw material between the mill gate and the pulping plant. The wood raw material usually consists of roundwood and wood chips (sawmill residues). Wood handling includes the measuring of the roundwood and chips received (weight, volume, moisture content), unloading, the storing of roundwood, debarking, chipping, chip screening and the storage of the chips in piles. The handling and storage of bark and wood residues are also included in the wood handling. Modern wood yards have to meet high standards for the quality and consistency of the products and have the same technical sophistication as other departments of the mill such as computer control, monitoring, etc.

In groundwood pulping, logs are used but in chemical and NSSC pulping, TMP and CTMP pulping chips are used. Kraft pulping, mechanical pulping, groundwood and TMP require fresh wood to obtain a high brightness pulp. When storing logs for mechanical pulping in the summertime, it is often necessary to spray the woodpiles with water to prevent the wood from drying and darkening. Particularly in sulphite pulping it is desirable to store the chips in order to obtain a controlled degradation of extractives in the wood by oxidative and enzymatic mechanisms in order to get a pulp with a low extractives content.

Wood is transported to the mills from the felling site by truck, rail or ship/barge and is received in the wood yard either as logs or chips. Logs are mainly delivered with the bark and have to be debarked before further processing (see Section 2.3.1.2). Eucalyptus (*E. globulus*) is often debarked at the harvesting site. Sawmill and other off-site chips are normally free of bark and can be used directly after screening.

Debarking should be done in such a way so as to ensure a clean and uniform wood raw material with minimum loss of wood, to make the bark as dry and uncontaminated as possible for use as a fuel and to minimise any air or water pollution arising from the wood handling and the debarking. In the handling of wood, chips and bark, it is important to minimise any contamination by earth or soil, to minimise the risk for process disturbances and the amount of bark and wood residues contaminated with sand and stones. The wood yard area and particularly the surfaces used for the storage of logs and chips are often paved.

Debarked logs are reduced to chips in a chipper so that water, chemicals, and heat can penetrate throughout quickly and uniformly. A consistent chip size distribution is necessary to achieve high efficiency pulping processes and high-quality pulp. The more uniform the chips after the chipper, the lower the raw material consumption due to the improved possibility to optimise the pulping process and the pulp yield. Chip size is also important for attaining optimal packing conditions, allowing proper filling of hoppers and/or the proper flow of surrounding liquor in chemical pulping. After the chipper the chips are screened in order to remove oversized chips and sawdust. Chips are commonly screened for thickness, as this is a critical parameter in pulping. Often, the

overall screening optimum is reached by sacrificing some raw material to secure stable processing conditions, which, in turn, promote better pulp quality and less pollution. Oversized chips may be reprocessed in a rechipper in order to increase the yield and reduce the residues of the process. The material removed in the screening operation can be burnt in an auxiliary boiler with heat recovery or sold externally.

The screened chips should be handled gently in order to prevent breakage and the formation of slivers and splinters that may negatively interfere with the cooking process and pulp quality. For this reason, band conveyors are preferred for handling. Such conveyors are also energy-efficient and cause less noise than other transportation alternatives.

Bark and screening rejects from chipping and chip screening are residues generated in this process stage. They are usually collected and incinerated for energy recovery in a special bark, biomass or wood waste boiler (See Section 5.3.10).

Mills commonly store wood chips, either produced on site or purchased, in chip piles. Figure 2.5 shows an example of a chip pile at a sulphite pulp mill.



Figure 2.5: Example: Chip pile with concrete paving at M-real Hallein AG

During storage there is some degradation of resinous compounds (extractives) within the wood by oxidative and enzymatic mechanisms. The pile of wood chips can become quite warm during this maturation period. Storage for longer periods may reduce the amount of pulp obtainable from wood (pulp yield) and pulp strength.

It is important for the chips that enter the pulping process (chemical or mechanical) to be of even size and quality and have about the same dry content.

Wood handling and the wood yards are often an important source of noise in a mill. When planning for a new wood-handling facility or a rebuild, the location, layout and the equipment including trucks should be carefully evaluated and planned to minimise noise and potential

disturbance from the area. The trucks and other moving machinery should fulfil requirements for noise abatement.

2.2.1.2 Debarking

European softwoods and hardwoods are commonly received at the wood yard with bark (but wood without bark may also be delivered in some cases) and are normally debarked on the mill site.

Depending on species and age, the bark of eucalyptus can differ appreciably and different debarking approaches are therefore applied. Young and freshly felled *E. globulus* trees are relatively easy to debark and are well-suited for debarking in a mechanical debarker at the pulp mill. The bark of mature and stored eucalyptus (and of fresh spruce harvested during the growth period) contains strong stringy fibres that wrap around rotating parts of a drum-type debarker and block it. It is common practice to debark the wood from mature eucalypt trees at the harvesting site and plantation eucalypts at the pulp mill.

The most common method for debarking is drum debarking. Bark is removed as the logs rub against each other inside the rotating drum. Bark, wood fragments, etc. are separated from the barked logs through openings in the drum shell. Debarked logs are commonly showered with water before entering the chipping operation. In cold climates, the logs entering the debarking operation have to be thawed and snow and ice removed to facilitate debarking. This can be achieved in special conveyors with warm water or by steam and hot water at the entrance of the debarking drum.

In dry debarking, process water is used only for log washing and is recirculated with a minimum generation of waste water and water pollutants. Dry debarking results in bark with lower water content, which in turn results in higher energy efficiency when burning the bark. Bark from the debarker is shredded and pressed and may be dried before burning.

Dry debarking gives low BOD and COD effluent loads, as well as low amounts of organic compounds like extractives leaching out of the bark and into the waste water stream. Some of these substances are toxic to aquatic life. Dry debarking dominates the industry, and wet systems are in the process of being phased out. In new or rebuilt wood yards, dry debarking is almost exclusively used.

Any excess of water from log washing and bark press filtrate should be sent to the effluent treatment unit. Due to the low volume of bark press filtrates, their potentially toxic effect is reduced by mixing with other process waters' inflows in the equalisation tank before biological treatment so that these waters can be treated together in the common biological treatment plant. Bark press filtrates may also be recycled to the kraft pulping process, e.g. to the chemical recovery.

Biological treatment has been shown to be very efficient in eliminating the toxicity of debarking effluents. The waste water volume from dry debarking is usually below 2 m³/ADt. In some sulphite pulp mills, debarking is effluent-free (dry tumbling debarking) and does not cause any waste water. For winter conditions and freezing during winter months in cold climates, dry drums are equipped with a de-icing step before the drum.

2.2.2 Storage and handling of chemicals and chemical additives

2.2.2.1 Use of basic chemicals and chemical additives

For the production of both pulp and paper products, various basic chemicals and chemical additives are used. For the production of bleached kraft pulps, chemicals such as chlorine dioxide, hydrogen peroxide and chelants are used (see Section 3.2.2.2). In addition, it is common for fossil fuels such as oil or gas to be used as fuels in the integrated production of alkali (see Section 3.1.1.1) and also as fuels for auxiliary boilers (see Section 2.6.1.1). Information on chemicals used for sulphite pulping can be found in Section 4.2.2.2; regarding chemicals used for the production of bleached mechanical pulp, the reader is referred to Section 5.2.2.6.

On a global scale, paper consists of approximately 98 % natural material. As shown in Figure 2.6, 89 % consists of chemical and mechanical pulps and paper for recycling. About 8 % are added fillers and coating pigments, mainly in the form of China clay and calcium carbonate. The remaining 3 % include the chemical additives. Slightly more than half of this is starch, which is also derived from renewable raw materials, and one tenth of it is aluminium compounds, e.g. the traditional chemical papermakers' alum (aluminium sulphate). Only 1.1 % of the raw materials used for paper and board production are synthetic chemical additives (speciality chemicals). All values in Figure 2.6 are calculated on the basis of a dry content of product in relation to the world paper production of 375 million tonnes in 2005.

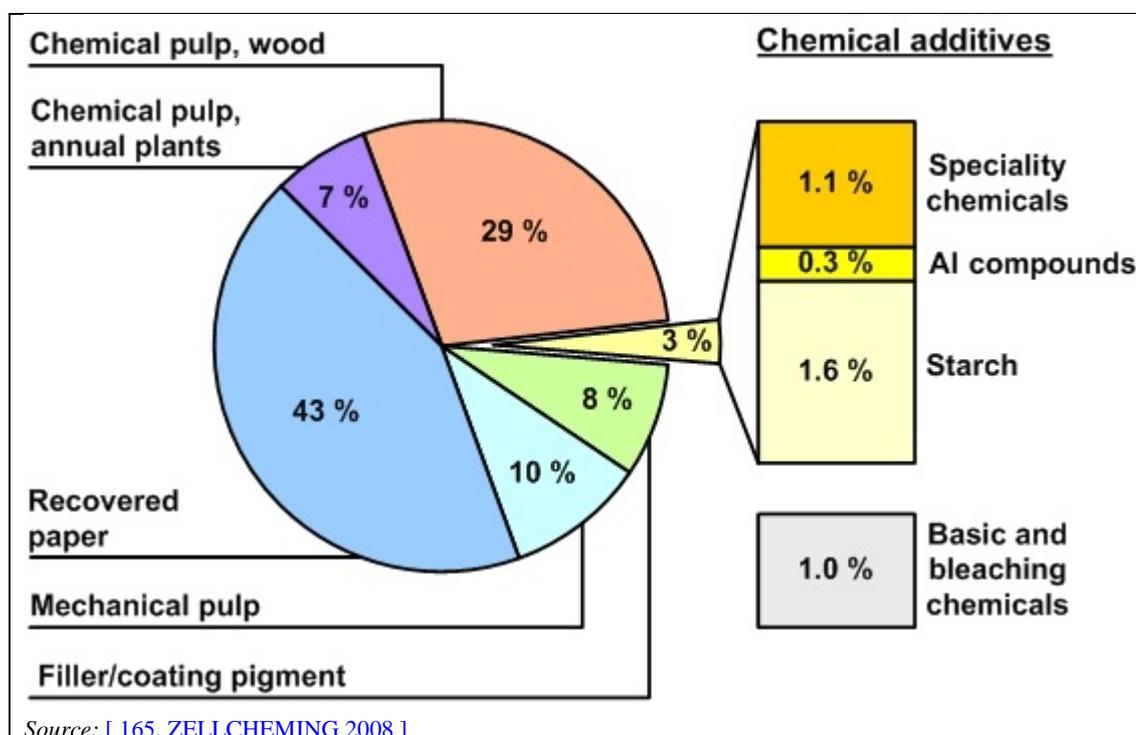


Figure 2.6: Raw material consumption of paper and board in relation to world paper production in 2005 (volume shares)

In addition, it is necessary to use about 1 % basic chemicals and bleaching chemicals like sodium hydroxide or sulphuric acid for pH regulation. These chemicals do not end up in the final product, are mainly inorganic and for the most part are either used up in the process or are recovered and recycled. In the effluent from the mill only ions remain (sodium, calcium, sulphate or chloride), which are then released to water bodies.

Further chemicals and materials that are not denoted in Figure 2.6, barrier materials such as aluminium, ethylene vinyl alcohol (EVOH), polypropylene (PP) and polylactic acid (PLA) are often used in packaging and liquid board products.

Figure 2.7 shows the market shares of various chemical additives grouped by function. Differentiation is made between chemicals needed for the production process itself (process chemicals) and those providing special functional properties in the final product (functional

chemicals). Functional chemicals account for almost 90 % of all chemical additives based on dry volume. As can be seen in Figure 2.7, within this group polymer binders dominate with a 56 % market share. Process chemicals improve the productivity and runnability of paper and board machines. Within this group, retention and drainage aids together with fixatives and flocculants/coagulants have a market share of 53 %.

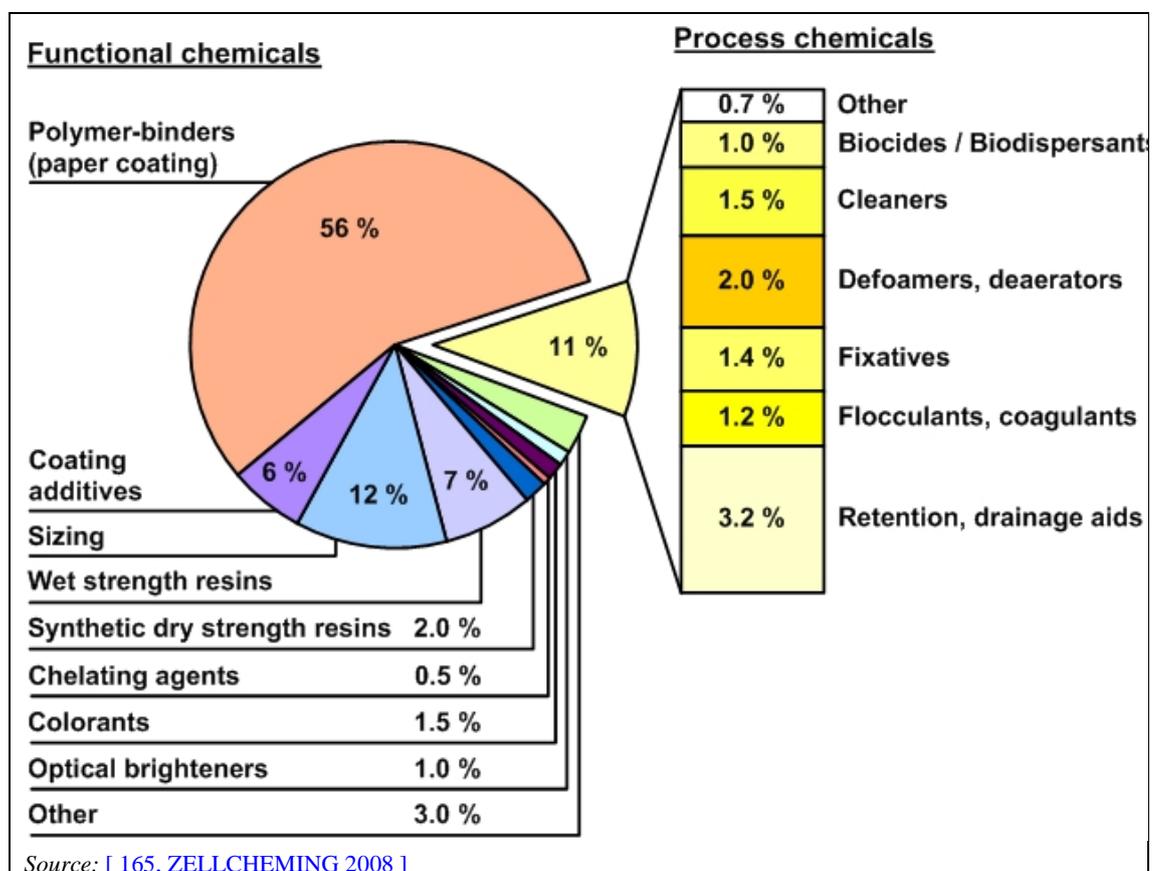


Figure 2.7: Market share of speciality chemicals for world paper and board production (dry volume shares)

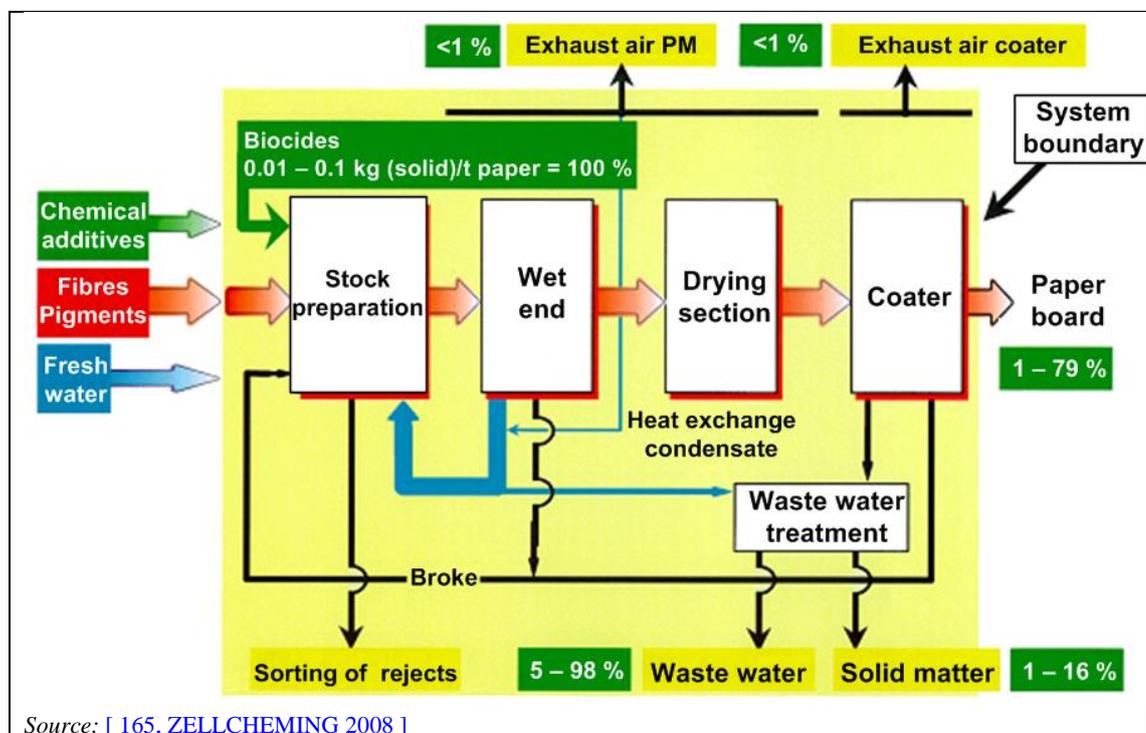
Other chemicals used in pulp and paper mills (and not included in Figure 2.6) are chemicals applied to the treatment plants for process and waste water (e.g. urea, phosphoric acid, flocculation agents, polymers, sodium hydroxide, sludge conditioners and waste water anti-foamers/defoamers) and flue-gas scrubbers (e.g. alkali), if in use. Chemical additives are also used in the preparation of boiler feedwater.

Chemical additives help to optimise the production process and increase the economic efficiency of production. They help to modify certain properties of the finished paper and may be indispensable for achieving these properties. Chemicals are thus a vital component in the production of pulp and paper. The number of chemical additives used in some cases emphasises the importance of the safe and responsible handling and use of chemicals from an environmental and occupational health point of view (see Section 2.9.2.3 to 2.9.2.5).

With regard to a comprehensive assessment of the risks to the environment, data on retention in the paper product, on biodegradability, toxicity or other detrimental effects on the environment should be considered. Many paper mills conduct internal assessments using commercially available databases (see Section 2.9.2.4) that facilitate the responsible selection, use and handling of these chemical additives. One mill applies a screening of the chemicals used according to their retention and their elimination in the waste water treatment (see Section 2.9.2.5).

The 'Chemical Additives' Technical Committee, part of the German papermakers association ZELLCHEMING, has investigated the potential environmental impacts of the major groups of

chemical additives listed in Figure 2.7 and has proposed a systematic approach that estimates the distribution of the chemical additives between the exhaust air, the paper, the waste water and the solid waste (rejects, sludge). This is because all of the ingredients of chemical additives find their way into these physical elements depending on the chemistry and physics of the additive components and of the raw materials of the paper as well as on the conditions for chemical application. Figure 2.8 uses biocides as an example to show how the fate of additives in the paper manufacturing process have been assessed by this expert group.



Source: [165, ZELLCHEMING 2008]

Figure 2.8: Fate of chemical additives in the paper manufacturing process for biocides

The mass balance shows the principles of this analysis. In the example, the dosage of biocides varies according to the chemicals used for this purpose (application of biocides between 10 and 100 g/t of paper, i.e. low dose active agent). Most of the dosed biocides stay in the water circuits and react there. A maximum of 79 % of the biocides dosed could be expected in the produced paper (in other cases only 1 %). A maximum of 98 % of the dosed material could in theory be found in the effluent (5 % only in other cases). The detection of the biocides in the effluent is often very difficult due to the low dosage levels and the quick reaction and decomposition of the chemicals used. The approach of ZELLCHEMING is of interest due to the distribution of the biocides between paper, waste water (after treatment), solid matter (sludge from waste water treatment) and exhaust air from the drying section of the paper machine and the coating machine respectively (<1 % in the case of biocides). For biocides, the investigation found relatively wide ranges because of the wide variety of biocides used (oxidising and non-oxidising biocides, bio-dispersants, etc.) and the fact that a lot of assumptions were made to assess the possible dispersion of biocides to various parts of the environment.

The expected discharge of chemical additives to water is directly related to the retention of the chemicals in the paper sheet (retention in the process) and their elimination in the waste water treatment plant. The major groups of chemical additives are discussed in [165, ZELLCHEMING 2008].

The retention factor describes the share of applied chemicals which is retained in the paper product and which is thus not passed to the environment (water, air, and land). The higher the retention the lower the discharge to the effluent and the lower the potential environmental effect of the applied additives. In the case of product aids, a maximum degree of retention is desirable

from an economic (loss of additives) and ecological point of view. Since functional chemicals are designed to give paper a particular characteristic, for reasons of cost and efficiency, they generally have a relatively high level of retention in the cellulose fibres. Process chemicals are usually not retained to the same extent in the finished paper sheet. A certain amount is therefore discharged via the mill effluent. Knowledge of the retention of chemical additives is therefore important. Excess additives also leave the system via rejects and sludge. Some of these additives may have a negative influence on the practical functioning of the waste water treatment plant and/or the quality of the receiving water if they are released unintentionally in higher concentrations.

However, with the improved control of the properties of chemicals that may result from the REACH Regulation (see Section 2.3.2.2) and with systematic work in the mills to replace certain chemicals with ones that are environmentally safer (see Section 2.9.2.4) the risk that these residual discharges may disturb the functioning of a waste water treatment plant and/or the quality of the receiving water is decreasing.

Knowledge of the degradability of a substance is crucial for assessing the amount of substances that will end up in the aqueous environment. Supposing that most effluents from paper mills are treated in biological waste water treatment plants, the retention factor together with the biodegradability makes it possible to carry out a rough estimation of the amount of substances released to the receiving water body (see Section 2.9.2.5).

Finally, if substances are not retained in the paper web or eliminated in the waste water treatment plant, data on aquatic toxicity and the potential for bioaccumulation are of special importance.

Particular care should be exercised in the case of chemicals which are designed to have a biological effect such as biocides, disinfectants and slimicides. Build-up of slime in mill systems should, in the first place, be prevented by proper design and operation of the systems to avoid having equipment, pipes and tanks where pulp suspensions can be left standing for prolonged periods of time and by choosing operating temperatures at or above about 40 °C. These measures may not be sufficient at all times to entirely manage slime growth but will lead to the use of chemical additives only occasionally and/or in low quantities. Practical experience says that recycled mills for printing papers and tissue commonly operate the systems at about 45 °C and for packing material up to 50 °C to avoid the formation of slime. A large RCF mill, for example, manufacturing packaging paper successfully applies dispersing agents and enzymatic treatment when the bacteria of the process water systems are forming slime, thus completely substituting the use of biocides. [90, J.Schrijver et al. 2008] suggests a combination of biocides and bio-dispersants help to reduce the amount of biocides used.

The chemicals are most commonly delivered to the mill site by truck, rail or ship and some are prepared on site. Typically, low volume speciality chemicals will be delivered ready for use whereas the higher volume chemicals may be delivered or prepared on site. One example of a high volume chemical prepared on site is precipitated calcium carbonate (PCC) for use in papermaking.

Technical and product development results in a constantly shifting use of chemicals, particularly of the low volume speciality additives. To review and evaluate chemicals for a particular purpose to select the most efficient ones from a process and product point of view which is also environmentally benign is thus a very important activity (see Section 2.9.2.4 and 2.9.2.5).

2.2.2.2 EU regulations on the storage, handling and use of chemicals

The REACH regulation

The Regulation of the European Parliament and of the Council concerning the Registration, Evaluation, Authorisation and Restriction of Chemicals [200, REACH Regulation (EC) No 1907/2006] is designed to provide updated facts about all chemicals used in quantities above certain threshold values. REACH is based on the principle that it is for manufacturers, importers and

downstream users to ensure that they manufacture, place on the market or use substances that do not adversely affect human health or the environment. To this end, manufacturers or importers of a substance, either alone or in a mixture, in quantities of one tonne or more per year must submit a registration to the European Chemicals Agency (ECHA). The supplier of a substance or a mixture must furthermore provide the recipient of the substance or mixture with a safety data sheet in accordance with the principles set out in the Regulation. The safety data sheet must contain information on the identification of the substance/mixture, on hazard identification, composition, handling and storage, ecological and transport information.

More stringent requirements on chemical use may apply to paper or boards that are in contact with food, medicines or surgical instruments. Within the EU, rules for food packaging are under development (Council of Europe, Resolution AP (2002) 1 on paper and board materials and articles intended to come into contact with foodstuffs). In some countries, the German XXXVI Recommendation for paper and paperboard for food contact, issued by the German Federal Institute for Risk Assessment (BfR), is used.

The Seveso Directive

Council Directive 96/82/EC on the control of major accident hazards involving dangerous substances (the Seveso II Directive) [[214, Seveso II Directive \(96/82/EC\) 1996](#)] and Directive 2003/105/EC of the European Parliament and the Council amending it also apply to some hazardous substances (chemicals) stored and handled in pulp and paper mills. The Seveso II Directive lists a number of substances to which it applies, some of which are used in some pulp and paper mills including sulphur dioxide (R9-22-51/53), sodium chlorate (R23-24), LPG gas (R12), methanol and oxygen. Hydrogen peroxide and chlorine dioxide normally do not fall under the Directive due to it being used in dilute solutions. The Directive defines categories of substances (toxic, oxidising, explosive, flammable) for which it applies.

The Directive provides for three levels of controls, where larger quantities of chemicals mean tighter controls. A company which holds a quantity of a dangerous substance below the lower threshold levels given in the Directive is not covered by this legislation but will be subject to general provisions on health, safety and the environment provided by other legislation which is not specific to major accident hazards.

The Directive requires that a safety management system be in place. Emergency plans for response measures to be taken inside establishments have to be drawn up by the operator and to be supplied to the local authorities to enable them to draw up external emergency plans. Emergency plans have to be reviewed, revised and updated, where necessary. Operators are required to consult with their personnel on internal emergency plans and the local authorities to consult with the public on external emergency plans.

The CLP Regulation

The new EC Regulation, EC 1272/2008 of the European Parliament and of the Council, on classification, labelling and packing of substances and mixtures (the CLP Regulation), came into effect on 20 January 2009. It applies immediately in the whole EU without having to be implemented in national regulations. Transitional provisions apply and work has started to classify chemical substances and mixtures in accordance with new criteria and to label with new danger symbols (pictograms) with applicable hazard and safety directions. The regulation will lead to more uniform labelling and packaging of chemical substances and will facilitate identification and handling of substances and thus enhance workplace and environmental safety.

Biocidal Product Directive

The use of biocidal products is regulated by Directive 98/8/EC of the European Parliament and the Council concerning the placing of biocidal products on the market (BPD) and by Regulation (EU) 528/2012 of the European Parliament and of the Council concerning the making available on the market and use of biocidal products. The scope of the BP Directive covers 23 different product types. These include slimicides and chemicals used for the preservation of products and materials. The basic principles of the Directive are given below.

-
- Active substances are assessed and the decision on their inclusion in Annex I to the BPD shall be taken at the Community level.
 - Biocidal products are authorised at the national level. Only products which contain active substances included in Annex I can be authorised.
 - Mutual recognition: a biocidal product authorised in one Member State shall also be authorised upon application in another Member State unless there are specific grounds to derogate from this principle.

There are distinct decisions concerning the non-inclusion of substances in Annexes I, IA or IB to the BPD. The consolidated list of existing active substances for which a decision of non-inclusion has been adopted also contains the dates by which products containing these active substances shall no longer be placed on the market for the relevant product types.

Effects of other legislation

Of the substances used previously in the pulp and paper industry, certain substances are prohibited in current legislation. Nonylphenols and nonylphenol ethoxylates have been used as tensides and dispersion agents. Now the use of these substances is prohibited. Some substances regulated in legislation and used in large quantities, e.g. in slimicides and sizing agents, have been found at paper mills in low concentrations.

Directive 2008/105/EC on environmental quality standards in the field of water policy includes in its Annex I a list of priority substances. According to CEPI (2010), none of the listed priority substances are used in the pulp and papermaking processes (e.g. nonylphenols, inorganic compounds, DEHP). Although not used, it is however possible for these priority substances to be present in the emissions from waste water treatment plants, due to either entering the site via imported pulps or via upstream abstracted surface water used within the papermaking process.

2.2.2.3 Storage, handling and transportation of chemicals

Many of the chemicals and chemical additives used in pulp and paper mills are characterised as hazardous if released in concentrated form. Solid, liquid and gaseous substances are used. Therefore, the control of the chain of transportation, unloading, storage and transportation to the use in the process is of great importance to minimise the risk to personnel and the environment (see Section 2.9.2.3).

2.3 Water supply for processes and cooling

2.3.1 Raw water treatment

The requirements for water quality vary widely in the paper industry depending on the water use (cooling or process water), the product quality and the production processes employed in the given pulp and paper mill. Consequently, the raw waters used and their sources (groundwater, surface water) vary considerably between mills. The main impurities of the raw water that need to be removed if they are present are colour (natural brownish or yellowish colour) and turbidity (small particles of suspended organic and inorganic substances) in the case of surface waters (after the first mechanical cleaning), hardness (dissolved calcium and magnesium salts) and iron and manganese. Their presence depends mainly on the water source used. In many European countries all raw water used by pulp and paper mills is surface water. Others also use groundwater for a portion of the process water. Water quality can be improved through a range of treatment measures that may depend on the intended use of the water and the water quality needed for this purpose.

2.3.1.1 Process water treatment

In pulp and paper mills, water treatment is usually carried out to remove solids, colour and organic substances, iron and manganese. In a few cases, dissolved salts are also removed and water is disinfected. With the exception of solids removal, most of the above require some form of chemical treatment (ion exchange is also applied for process water in a few cases, and for boiler feedwater in most cases) which is associated with contaminated flushing water that is normally treated together with the process water effluents. The mechanical treatment by use of screens and filters is usually performed before chemical treatment and removes small organisms, leaves, grass, and other debris.

For chemical treatment, water is often aerated, appropriate chemicals are added and mixed for coagulation and flocculation; then flocculation takes place (with the addition of coagulating agents if necessary) and the flocs formed are separated from the liquid phase by clarification and sand filtration. For flocculation, coagulants such as aluminium sulphate are added. Another commonly used coagulant is sodium aluminate. For decarbonisation, $\text{Ca}(\text{OH})_2$ and $\text{Fe}(\text{Cl})_3$ may be added. Supplementary coagulants are used in cases where floc formation would otherwise be unsatisfactory. Other chemicals are used mainly for pH adjustment. Most of the flocs formed during coagulation and stirring are removed during clarification. This takes place either by sedimentation or by flotation. In the production of fresh water for the pulp and paper industry, the flocs that have passed through with the clarified water from chemical treatment are removed by filtration. The filter beds of the filters are flushed clean from time to time with water, or a mixture of air and water. The flushing water is normally sent to the waste water treatment plant. Before the treated water is led into storage tanks or the supply network, the water is sometimes disinfected.

Process water treatment consumes electrical energy and generates sludge to be handled and treated.

2.3.1.2 Boiler feedwater treatment

Water for boiler plants is normally treated by use of ion exchange. The treatment includes condensate being returned to the power plant of the mill and the production of power plant feedwater and make-up water. In most cases, condensates are first filtered to remove impurities originating from the pipelines. The filtered water is led to an ion exchange unit. These are usually mixed bed ion exchangers (containing both anionic and cationic exchange resins). In the case of plants producing de-ionised make-up water, the water is first chemically treated before being passed through anionic, cationic, and mixed bed units. Depending on the type of ion exchange

resin used, the column is regenerated with acid, alkali, or sodium chloride solution. The resulting waste water is collected and neutralised before being discharged to the waste water treatment plant.

The wash water from the ion exchanger regeneration contributes to the mill's total discharge of salts and is a concern particularly for mills that run very closed water circuits as this water carries a considerable salt load.

Additional treatment of boiler feedwater may include the addition of bisulphite, ammonia or hydrazine for control of pH and as oxygen scavengers in order to reduce corrosion.

2.3.2 Cooling systems and use of cooling water

Besides the utilisation of air, pulp and paper mills and the associated power-generating facilities have traditionally used large amounts of water from lakes and rivers for cooling purposes. The function of such a cooling system is to remove heat from processes or equipment such as motors or rotating machines in general, hydraulic systems, transformers, condensers, compressors, as well as comfort ventilation, etc. to control the temperature of the process and waste water and to improve the physical environment for the workforce. Heat removed from the process is transferred to the cooling water or to air. The transfer of heat from process waters or equipment increases the temperature of the cooling water, which is either discharged or recirculated after recooling or is used as warm water in the process.

In some countries, there are specific environmental regulations for the operation of water-based cooling systems and the use and discharge of the chemicals used for prevention of corrosion, scaling and/or biological growth. For details on BAT for industrial cooling systems the reader is referred to the Reference Document on the application of Best Available Techniques to Industrial Cooling Systems [[270, COM 2001](#)].

2.3.2.1 Types of cooling systems in pulp and paper mills

Cooling systems can generally be divided into three major types: once-through systems, closed recirculating facilities and open recirculating systems where cooling towers and evaporators are most common. The heated cooling water is either discharged with an increased temperature into a receiving water body (once-through cooling system) or is re-cooled and reused (recirculating cooling system). The choice of the solution differs depending on the location and cooling concepts of the individual mill, i.e. it depends on the availability of fresh water and the heat intake capacity of the receiving water body.

a) Once-through cooling systems

Cooling systems that use the cooling capacity of the water once are called once-through cooling systems. Large volumes of water are necessary for even the smallest once-through systems. Therefore, a plentiful water supply at a suitably low temperature is needed. The once-through cooling (OTC) systems are installed where there is a good supply of river or lake water. The mills release the used cooling water directly back to the river/lake at an increased temperature. Normally authorities set requirements with regard to the tolerable heat load to the water body (as maximum °C in summer and winter and maximum ΔT compared to the natural conditions) and concerning an appropriate mixing with the surrounding water.

The only external treatment generally applied to a once-through system is mechanical screening to protect downstream equipment from serious damage due to foreign material intrusion. No significant change in water chemistry occurs. No corrosion control or scale control chemicals are used. During wintertime, warmed-up cooling water may be used for the production of chemically purified water to secure good purification results.

b) Water cooling and reuse (open and closed recirculating systems)

An open recirculating cooling system uses the same water repeatedly to cool process equipment or process water. Heat absorbed from the process and transferred to the cooling water is dissipated to the atmosphere to allow the reuse of the water for cooling purposes. The most common type of open circulating cooling systems is the cooling tower. The heated cooling water is partially evaporated in the cooling tower as upflowing air comes into contact with the downflowing water. Cooling is achieved through evaporation of a fraction of the water. Evaporation results in a loss of pure water from the system and a concentration of the remaining dissolved solids. The loss of evaporated water into the atmosphere is replaced by make-up water. Some water has to be removed from time to time in order to control the increase of impurities; fresh water needs to be added then to replenish the system.

Open recirculating cooling systems save a large amount of fresh water compared to once-through cooling. Chemical treatment of the cooling water is necessary to prevent corrosion, scaling or biofouling and results in intermittent releases of these substances into the receiving water body. As make-up water introduces new dissolved minerals and microorganisms into the circuit, the introduction of treatment chemicals must be constant in this type of circuit. In some cases, shock treatment may be applied. Treatment chemicals are also used to replace the chemicals lost through blowdown.

In a closed recirculating cooling water system, water circulates in a closed cycle and is subjected to alternate cooling and heating without air contact. Heat, absorbed by the heat-carrying water in the closed system, is normally transferred by a chiller that can remove heat from a liquid via vapour compression or through the absorption refrigeration cycle, from which the heat is lost to atmosphere. For closed circulating systems, chemical treatment of the cooling water is necessary to prevent corrosion, scaling and/or microbiological growth. Even then the continuous replacement of a smaller part of the circulating water is necessary. The purged streams allow the suspended matter and accumulated salt in the circuit water to be removed. The applied deconcentration factor depends on the raw water chemistry in the circuit and on the applied treatment. The purged streams should be treated together with the process water. Products used for water treatment and for deposit control are e.g. oxidant and non-oxidant biocides. Anti-scaling agents are used to prevent scale and crystal formation.

Depending upon the location, the type of mill and cooling systems chosen, the non-contact heated cooling water may be used as process water and combined with process effluents prior to the effluent treatment and discharged with the treated process effluent as a combined flow. In this case, there is no separate discharge of cooling water as it is completely converted into process water. In a few cases, the non-contact cooling water may be combined with the process effluent after effluent treatment and discharged as a combined flow; or the cooling water is discharged from a separate non-contact cooling water discharge point. Figure 2.9 illustrates these options for use and discharge of cooling water.

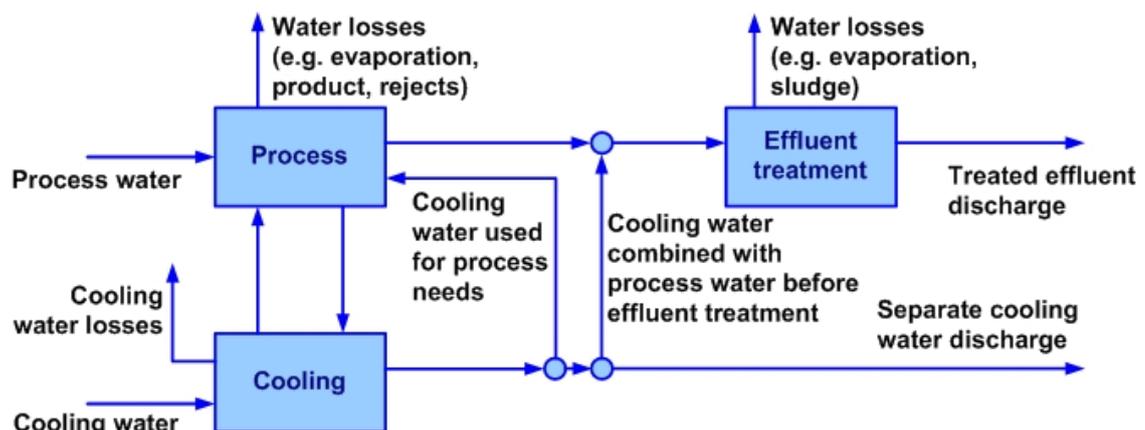


Figure 2.9: Options for use and discharge of cooling water

In this document, cooling water is only included in the presented process water flow (m^3/ADt) when it is used as process water or when contaminated flows are purged and treated together with the process water in the common treatment plant.

2.4 Energy consumption in pulp and paper mills

Pulp and paper production is an energy-intensive industry. On a global scale, it is the fourth largest industrial consumer of energy, consuming 5.7 % of total industrial energy use [197, IEA 2007]. Production of pulp and paper requires energy input in the form of heat and power.

Heat energy, commonly in the form of high-pressure steam, is used to generate electrical power in turbo generators. Then steam extracted from the turbine as medium- or low-pressure steam is mainly used for the following purposes:

- heating water, wood chips, pulp fibres, air and chemicals to process temperature;
- heating the cooking liquor in chemical pulping;
- evaporating water from spent kraft and sulphite pulping liquors in the evaporators before firing the liquor in the recovery boilers;
- dispersion in paper for recycling stock preparation (heating of the stock in dispergers in some cases);
- evaporating water from the pulp or paper sheet in the dryer section of the paper or pulp machine;
- drying of coated paper.

Electric power is used for many purposes in pulp and paper mills such as:

- grinders and refiners for the production of groundwood pulp, TMP and CTMP;
- pulpers to slush purchased pulp or in recycled fibre pulping;
- pulp beating and pulp refining;
- drives for paper machines and other pulp and paper machinery;
- transports with pumps, fans, belt and screw conveyors;
- mixing of fluids and suspensions;
- chemical preparation on site;
- vacuum pumps;
- compressors.

The following trends generally increase the specific electricity consumption of pulp and paper production:

- higher quality requirements for paper (increased electricity consumption in mechanical pulping and drying of coatings);
- increased speeds of paper machines;
- new pressing and drying technologies that reduce heat consumption (for example, electric infrared dryers);
- tightened environmental requirements and control techniques involved (e.g. waste water treatment, and flue-gas cleaning);

By introducing new modes of operation and tools such as energy efficiency analysis or energy audits (see Section 2.9.5), process integration or newer equipment, significant energy efficiency improvement is possible. The efficiency of both paper production and energy production can be improved by the development of advanced process monitoring (see e.g. Section 2.9.10). Skilled and motivated personnel and the availability of reliable process information enable the use of energy-efficient ways of running mills and power plants. Further information on energy efficiency can be found in the Reference Document on Best Available Techniques for Energy Efficiency (ENE) [268, COM 2009].

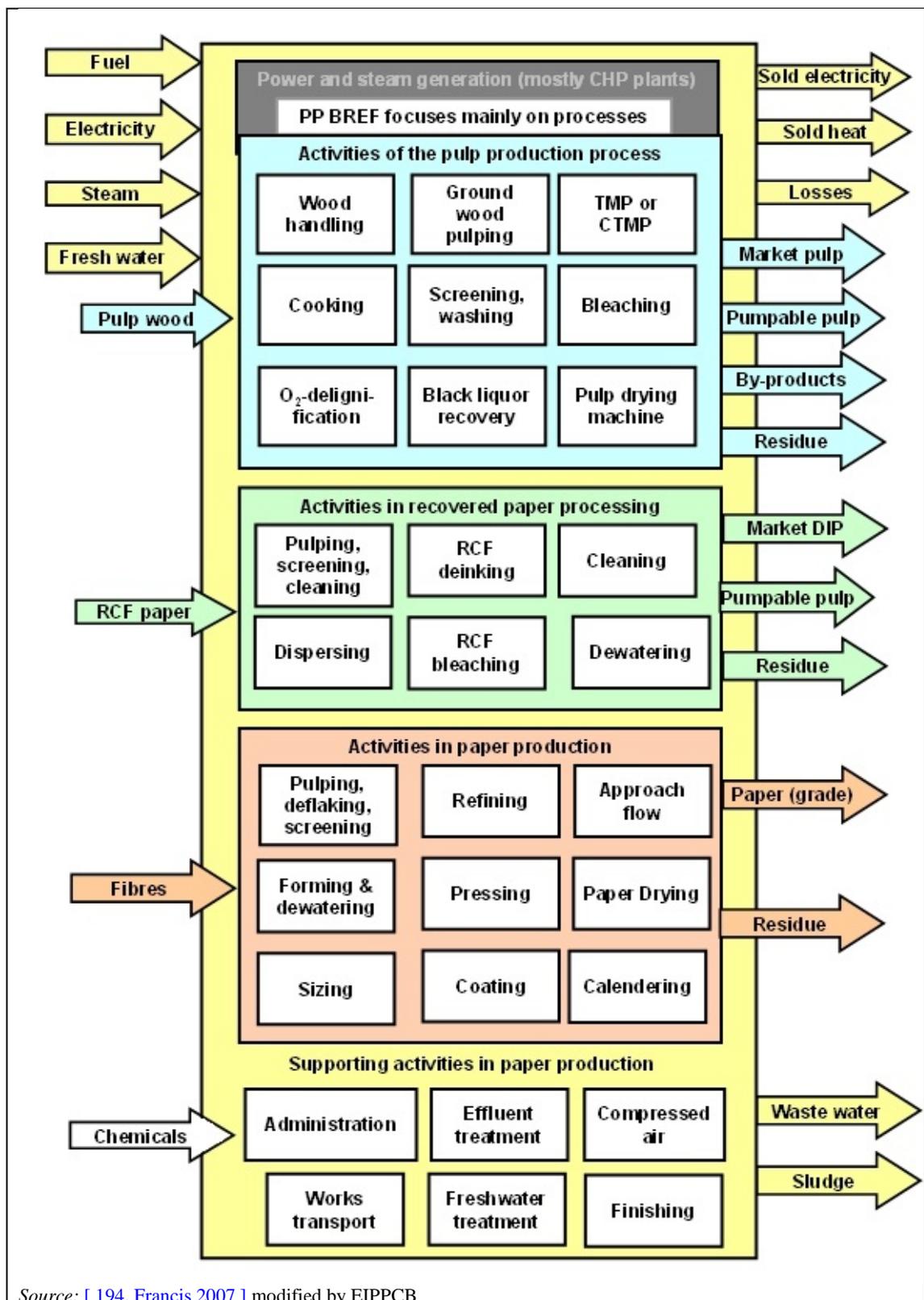
A comparison of pulp and paper mill energy consumption can include factors that cause uncertainties and misunderstandings. A typical mill produces more than one type of paper/pulp from various wood species and often different mixes of fibre raw material. Each grade typically

has a specific energy consumption level, but total yearly consumption varies depending on the distribution of production, the pulping yield, whether the pulp is dried or not and on the time of year (higher heat consumption during winter than summer). Benchmarking between different mills is not an easy task because of the variety of products produced at different mills. This section outlines some of the issues, some typical figures for energy consumption in pulp and paper mills and the relevance of certain processes for the energy balance of mills. Further details that are related to the energy consumption for the manufacturing of a specific pulp or paper grade are discussed in Chapters 3 to 7.

2.4.1 Issues to consider when reading reported energy consumption data

When comparing energy consumption data one has to keep in mind that energy data recording and reporting is not yet uniform [249, Blum et al. 2007]. The comparability of energy consumption between mills may be difficult in many cases because various relevant factors influence energy consumption. There are many individual energy consumers within a mill and sometimes only a few measurement points have been installed in order to monitor energy consumption. Within one pulp or paper grade, there are differences in raw material composition, product properties and in installed process equipment (see Table 2.10).

When assessing or comparing energy data in pulp and paper mills, the completeness of activities included in the energy balance should be considered. In some cases, a seemingly better energy efficiency level can be explained by a given mill having excluded relevant energy consumption units that another mill has included. For example, some plants include effluent treatment, finishing, administration and different activities of the pulp production process and other plants eliminate this from their data. Figure 2.10 gives a schematic overview of subsystems to be considered when comparing energy balances of pulp and paper mills and shows the main energy flows (input and output) in the upper part of the figure. Fibre feedstock, products manufactured and residues are also indicated because their type, amount and characteristics may have an influence on the specific energy consumption of the mill too. Relevant subsystems that consume energy are compiled within the three processing areas of pulp production, processing paper for recycling and papermaking. These processing areas contain typical process steps (subsystems). Each of these subsystems consumes energy and hence affects the energy balance of the entire mill. For example, when evaluating the energy situation of a mill with a mechanical pulp line, it is important to know whether the applied pulping process is based on groundwood or TMP refining. Other aspects in the schematic balance are less significant, such as the supporting activities, e.g. administration (see Section 2.5.4).



Source: [194, Francis 2007] modified by EIPPCB

Figure 2.10: Schematic overview of subsystems to consider when comparing energy balances of pulp and paper mills

Reference values for the total primary energy consumption (fuel, electricity, and steam input) of a pulp and paper mill or for the energy consumption for process heat and electricity in the manufacturing processes for a certain pulp/paper production should refer to the same type of production and should include comparable subprocesses. However, the recorded and reported data often do not reach this level of detail. Therefore, the energy consumption data presented in

this document have a rather indicative character in that they cover a number of similar cases but not necessarily all.

Bearing in mind that energy consumption is strongly dependent on the system that is analysed (system boundaries), the type of mill (integrated or non-integrated), the type of pulping (kraft or sulphite pulp, GW, TMP, CTMP, RCF processing, etc.), the paper grade, grammage and quality manufactured and the processes involved, the user of the energy reference values should be aware of this interrelationship when using energy figures for benchmarking.

2.4.2 Examples of total process energy consumption of pulp and paper mills

Energy consumption figures of some example pulp and paper mills are given in Table 2.9, representing actual process energy consumption values (the power plant and consequently the conversion of primary fuels into power and steam are not included) for some important paper grades. For integrated mills, the specific energy consumption values refer to the total paper production including mechanical pulping or processing of paper for recycling. The values in Table 2.9 are derived from different data sources. The system boundaries (in each case the entire mill is considered without taking into account the losses during the conversion of fossil fuels for steam and electricity generation, see Figure 2.10) and the production rate referred to (here net shippable production) are the same for all mills presented.

Table 2.9: Specific energy consumption directly used in the manufacturing process and the production-related ancillary installations of some example pulp and paper mills

Type of pulp/paper produced	Range of energy consumption		Data source (No of mills)
	Units	from – to	
Non-integrated kraft pulp	Power (kWh/ADt)	700 – 800	⁽¹⁾ (5 mills)
	Heat (kWh/ADt) ⁽⁷⁾	3 800 – 5 100	
Integrated uncoated wood-containing paper (includes mechan. pulping (MP) and may refer to GW, TMP or other types of fibres) ⁽⁵⁾	Power (kWh/t) ⁽⁶⁾	1 200 – 1 400	⁽²⁾ (1 mill); ⁽⁴⁾ (2 mills)
	Heat (kWh/t) ⁽⁷⁾	1 000 – 1 600	
Integrated coated wood-containing paper (includes mechan. pulping (MP) and may refer to GW, TMP or other types of fibres) ⁽⁵⁾	Power (kWh/t) ⁽⁶⁾	1 200 – 2 100	⁽²⁾ (2 mills); ⁽³⁾ (8 mills); ⁽⁴⁾ (3 mills)
	Heat (kWh/t) ⁽⁷⁾	1 300 – 1 800	
Integrated TMP-based printing paper (> 90 % TMP)	Power (kWh/t)	2 500 – 2 700	Afconsult (1 mill)
	Heat (kWh/t)	330 ⁽⁸⁾	
Non-integrated coated wood-free paper	Power (kWh/t) ⁽⁶⁾	600 – 1 000	⁽³⁾ (5 mills); ⁽⁴⁾ (2 mills)
	Heat (kWh/t) ⁽⁷⁾	1 200 – 2 100	
RCF without deinking (packaging) paper	Power (kWh/t) ⁽⁶⁾	300 – 700	⁽²⁾ (1 mill); ⁽³⁾ (11 mills); ⁽⁴⁾ (7 mills)
	Heat (kWh/t) ⁽⁷⁾	1 100 – 1 800	
RCF with deinking (graphic) paper	Power (kWh/t) ⁽⁶⁾	900 – 1 400	⁽²⁾ (1 mill); ⁽³⁾ (7 mills); ⁽⁴⁾ (4 mills)
	Heat (kWh/t) ⁽⁷⁾	1 000 – 1 600	
RCF-based cartonboard (with deinking)	Power (kWh/t) ⁽⁶⁾	400 – 700	⁽²⁾ (1 mill); ⁽³⁾ (4 mills); ⁽⁴⁾ (5 mills)
	Heat (kWh/t) ⁽⁷⁾	1 000 – 2 700	
Non-integrated tissue mill (no TAD use)	Power (kWh/t) ⁽⁶⁾	900 – 1 200	⁽²⁾ (2 mills); ⁽³⁾ (4 mills)
	Heat (kWh/t) ⁽⁷⁾	1 900 – 2 300	
RCF-based tissue mill (no TAD use)	Power (kWh/t) ⁽⁶⁾	800 – 2 000	⁽²⁾ (1 mill); ⁽⁴⁾ (3 mills)
	Heat (kWh/t) ⁽⁷⁾	1 900 – 2 800	
Wood-free speciality paper	Power (kWh/t) ⁽⁶⁾	600 – 3 000	⁽²⁾ (3 mills); ⁽³⁾ (3 mills)
	Heat (kWh/t) ⁽⁷⁾	1 600 – 4 500	

NB:
⁽¹⁾ Swedish EPA, statistical data of Swedish kraft pulp mills, 2005.
⁽²⁾ PTS, Examination studies: Energy optimisation in European mills (not published), Munich 2004 to 2007.
⁽³⁾ PTS, Internal data collection of German pulp and paper mills (not published), Munich 2004 to 2006.
⁽⁴⁾ Institution for Paper Science and Technology GmbH, Questionnaire-based survey (not published) Darmstadt, 2007.
⁽⁵⁾ For integrated wood-containing paper, it should be noted that the combined specific energy consumption of papermaking and mechanical pulping is a directly proportional function of the share and type of mechanical pulp in the furnish. Power consumption for TMP (thermomechanical pulp) is normally higher than for PGW/SGW (pressurised/stone groundwood) and much higher than for RCF (recovered fibre). For more details, the reader is referred to Section 5.2.2.7.
⁽⁶⁾ No primary energy is considered, except for gas (lower calorific value) for IR or air dryers or shrink ovens. The power plant is outside the system boundary. To convert the purchased power demand into primary energy used, the energy yield of electricity production of the given country (if known) or at EU level has to be taken into account. e.g. at EU-25 level the total primary energy for generating 1 kWh electricity is 2.62 kWh cumulated energy requirement (source: Global Emission Model for Integrated Systems GEMIS, data taken from EU DG-TREN 2003: European Energy and Transport Trends to 2030 (PRIMES)).
⁽⁷⁾ Heat consumption figures exclude heat for electricity production. To convert from [kWh] into [MJ] multiply [kWh] by 3.6; to convert from [MWh] into [GJ] multiply [MWh] by 3.6.
⁽⁸⁾ The power consumption for the TMP-refining operation is 2 500 – 2 700 kWh/t of pulp. For more information see Section 5.2.2.7. Of this electricity input, 75 – 80 % is recovered as low-pressure steam, which mainly covers the steam consumption in the paper mill. If everything operates according to good practice, only approx. 1.2 GJ/t (or 330 kWh/t) of additional heat in the form of steam is required.

Sources: All data sources are quoted in [249, Blum et al. 2007].

The figures of power consumption represented in Table 2.9 do not consider the primary energy input of fuels for the generation of power. For heat, the consumption values refer to the thermal capacity of the used steam and the lower calorific value for gas in case of IR or air dryers. Electric infrared (IR) dryers are responsible for part of the power consumption. Gas infrared systems are included in the heat consumption. The minimum values for power and heat for a particular grade do not necessarily belong to the same mill. The same applies to the maximum values. Hence, adding the power and heat consumption of one grade in order to calculate the total energy consumption for a mill may lead to incorrect results in some cases.

For more detailed information on the energy consumption of the different types of pulp and paper manufacturing, please refer to the 'current consumption and emission levels' sections in Chapters 3 to 7. For BAT reference levels on energy consumption, the reader is referred to sections on BAT conclusions in Chapter 8.

General aspects

Some general aspects that may influence the specific energy consumption levels as shown in Table 2.9 within one grade range are discussed below.

Location of the plant

To a certain extent, the heat demand of some consumers depends on the environmental conditions of the production site. There are differences between mills in northern and southern Europe like hall ventilation and types of heating, use of fresh water and process water and cooling.

Age of the plant (date of foundation)

Very old pulp and paper mills may have initially faced unfavourable infrastructure (e.g. energy distribution systems) which could lead to increased energy consumption for general mill services. However, many mills that have been in operation for more than 100 years have gradually modernised their infrastructure so that today no correlation between the age of the mill and energy efficiency can be observed. This can be shown by means of energy consumption figures of existing plants which have continuously improved their energy efficiency due to investments in new technologies and energy management. In many cases, updating of permit conditions has triggered the installation of new equipment thus improving the energy efficiency. On the other hand, for some recent greenfield kraft pulp mill projects (e.g. new eucalyptus pulp mills in South America), the power consumption is significantly lower than for comparable older mills, see Table 3.33 in Section 3.3.27.

Age of equipment

The age of the paper machines or the pulp line equipment has an influence on the energy consumption as do any other aggregates installed. In many cases, newer equipment is more energy-efficient than older equipment. However, after the start-up of a new paper machine or a new pulp line, it takes one or two years to optimise the process and hence also the energy consumption.

Size of the plant

The sizes of European pulp and paper mills that fall under the IED differ from mill to mill, especially for some specific grades. The production rate (in tonnes of pulp/paper produced per year) and the width of the paper machine have the highest impact on the variations of the specific energy consumption. Smaller plants with smaller paper machines have less favourable energy consumption conditions.

Grade and process-related aspects

In addition to the general aspects, grade and process-related aspects influence the specific energy consumption levels as shown in Table 2.9. These process-related aspects are discussed in more detail below.

- For non-integrated kraft pulp mills, those efficient in steam-saving projects exhibit significantly better use of heat and power. More efficient mills are able to sell more biomass-based electricity or provide district heating. Apart from differences in energy management, variations in energy consumption can be caused by the raw material used (wood species used), the make-up of the pulpwood (whether the purchased pulpwood is already chipped or not), the on-site production of oxygen, and the final brightness required. The heat consumption levels of pulp mills quoted in Table 2.9 refer to process heat consumption. Heat for the production of electricity, sold heat and conversion losses in the power plant are excluded.
- For wood-containing grades, the wood raw material, the kind of pulping process (thermomechanical pulp, groundwood, pressurised groundwood pulping) and their share of the entire fibre sources used is essential. For integrated wood-containing paper, it should be noted that the combined specific energy consumption of papermaking and mechanical pulping is a directly proportional function of the share of mechanical pulp in the furnish. For example, if TMP is highly refined, the specific electricity consumption of the mechanical pulp is 3.6 MWh/BDt pulp (see Section 5.2.2.7) and the combined power usage of the paper machine and mechanical pulping is easily over 3 MWh/tonne of wood-containing paper when chemical pulp is largely replaced with TMP in the furnish. For mechanical grades, the broad range of fibre composition leads to a considerable variation

in energy consumption in mechanical paper production: power consumption for TMP (thermomechanical pulp) is normally higher than for PGW/SGW (pressurised/stone groundwood) and much higher than for RCF (recovered fibre). In return, TMP has the benefit of steam recovery substantially reducing the net heat demand of the subsequent integrated papermaking process. For coated mechanical grades, the coating technology and coat weight has an impact on energy consumption.

- For the wood-free grades, there are fluctuations in power consumption due to differing requirements for refining. The different grammage of the finished paper (g/m^2) may also have an influence. For uncoated wood-free papers, data from only two mills were available, see Table 2.9. One of these mills has a very high level of heat consumption because of an old drying section and the very low grammage of the finished paper.
- For coated, wood-free grades, the reasons for the differences in energy consumption are similar to those discussed for uncoated wood-free grades. Additionally, the applied coating technology and the coat weight have a considerable impact.
- For RCF-based papers with deinking, two grades have been distinguished: graphic papers and cartonboards. Within these two groups, the mills mentioned in Table 2.9 were similar in terms of product specifications, size of the mill and technology applied.
- For hygienic paper, the stated values are from tissue mills with creping cylinder manufacturing. The use of the through-air drying (TAD) technology requires a much higher energy input of approximately 2 500 kWh/t (power) and 6 000 kWh/t (heat) for a non-integrated TAD tissue mill. In the TAD process, pressing of the tissue web is limited to a minimum; the still wet tissue web is dried by blowing hot dry air through the tissue web and the supporting structured fabric at more than 350 °C. This leads to high energy consumption and to a very soft and bulky sheet that can absorb twice as much water as conventional tissue. During the last decade, new hybrid technologies have emerged that also enable the small machines to produce textured or structured tissue (premium grades) that match TAD tissue in softness, bulk and absorbency but require lower capital and production costs than standard dry crepe tissue manufactured by conventional wet pressing (CWP). In terms of energy consumption, these hybrid tissue technologies are somewhere in between conventional and TAD tissue: they have lower energy consumption than TAD tissue but higher than conventional wet pressing tissue (CWP) referred to in Table 2.11. Hybrid technology deployment in Europe is still limited but is increasing.
- The group of speciality papers covers a wide range of products, which is varied in terms of raw material used, manufacturing processes and product properties to be achieved. The values considered in Table 2.9 are taken from decor paper, overlay, photo and inkjet paper mills.

2.4.3 Relevance of process units for total process energy consumption

Table 2.10 gives an indication of the relevant process subsystems for the energy consumption needed for the manufacturing of different paper grades. Chemical pulping is not considered in this table (please refer to Section 3.2.2.3 for kraft pulping and 4.2.2.3 for sulphite pulping). Refining, grinding, pressing and drying are the largest energy consumers of paper mills. However, there are a large number of other consumers which together are also significant for the energy balance of the mill. The table shows which grades these energy-consuming processes are normally used for as well.

Table 2.10: Assessment of subsystems with regard to their relevance for energy consumption

Process ⁽¹⁾	Integrated uncoated	Integrated coated mechanical	Non-integrated uncoated wood-	Non-integrated coated wood-free	RCF without deinking	RCF-based graphic	RCF-based board (with deinking)	Non-integrated tissue	RCF-based tissue	Speciality wood-free
Wood handling			NA	NA	NA	NA	NA	NA	NA	NA
Refining										
Grinding			NA	NA	NA	NA	NA	NA	NA	NA
Screening										
HC cleaning										
Thickening			NA	NA				NA		NA
Deinking	NA	NA	NA	NA	NA			NA		NA
Bleaching			NA	NA	NA			NA		NA
Mixing										
Approach flow										
Forming										
Pressing										
Drying										
Coating	NA		NA		NA	NA		NA	NA	
Calendering					NA		NA	NA	NA	
Finishing										
Central service										
	Very intensive (greatest consumer in the mill)									
	Considerable (major consumer)									
	Low (has only a minor impact on the energy situation of the mill)									
	Negligible									
NA	The process is not applied in the manufacturing of this grade									
	Varying because of differences in process and production within this grade									
⁽¹⁾ Explanatory remarks related to the processes are given in the text below the table.										
Source: [249, Blum et al. 2007]										

Explanatory remarks related to the processes that are listed in the left hand column of Table 2.10 are given below.

- Wood handling covers the debarking, chipping, preheating and conveying of pulpwood for mechanical mills.

- Refining: energy-intensive refiners are used for mechanical pulping (e.g. TMP refiners) and for the post-refining of GWP mills. In paper mills using virgin fibres, refining affects the mechanical properties of the pulp and paper product. In mills where a refining process is applied, it is normally the largest power consumer in the mill.
- Grinding is applied in GWP mills to produce mechanical pulp from pulpwood.
- Screening is operated in all paper mills to classify pulp qualities by fibre length and to remove contaminants. Therefore in mills using virgin fibres, the energy intensity is lower.
- HC cleaning refers to the use of hydrocyclones for removing heavy contaminants from the raw material in the stock preparation.
- Thickening is the mechanical dewatering of pulp. It is needed for pulp washing, a subsequent HC-bleaching process, and for loop separation.
- Bleaching is where energy is used for heating the bleaching tower and for the preparation of the chemicals. Consumption depends on the bleaching process and the brightness requirements of the product.
- Mixing includes the production of the blend for the paper machine. Energy is needed for pumping and agitating the various components for the paper product.
- Approach flow is where pumping energy is needed for moving the first white water circuit where the stock reaches the water system of the paper machine.
- Forming is the core process of papermaking. Energy is used for the drives of the wire section and for the production of mostly low vacuums for web dewatering.
- Pressing takes place in the press section of the paper machine, where the paper web is mechanically dewatered by press rolls. Energy is consumed for the hydraulic units, the drives of the press section and the generation of high vacuums.
- Drying takes place after leaving the press section where the paper is further dewatered by thermal evaporation of the remaining water. Drying is the highest source of heat consumption in papermaking (in integrated kraft pulp mills it is the pulp mill).
- Coating includes the application of pigments and binders on the surface of the raw paper to achieve defined surface properties of the finished paper. It varies between mills, depending on the type of coating and energy consumption.
- Finishing operations are not grade-specific and may differ between mills. Energy consumption depends on how the product is delivered to the customer. Finishing can include rewinding, slitting, wrapping, sheeting, shrink heating and shipment and may or may not be included in the energy figures (see Table 2.11).
- Auxiliaries are central services of the paper mill that are not related to a certain grade. Auxiliaries include raw and waste water treatment, compressed air generation, works transportation services, etc.

More detailed information on the energy use in the different types of pulp and paper manufacturing can be found in the energy-related sections of Chapters 3 to 7.

2.4.4 Energy consumption for supporting activities

Energy consumption values for internal paper mill infrastructure and for the supply of general services that are needed for paper manufacturing are shown in Table 2.11. These services, equipment or installations are common for most mills and are related to a certain paper grade. The energy consumption for these horizontal techniques only has a minor impact on the energy consumption of the entire mill. The majority of the energy is consumed by the manufacturing processes and is related to the production of certain types or grades of pulp and paper. They are therefore discussed in Chapters 3 to 7.

Table 2.11: Typical energy consumption values of general mill services

Energy-consuming processes/activities	Energy consumption (power or heat)	Explanatory notes on energy consumption values
Biological effluent treatment <ul style="list-style-type: none"> mechanical + aerobic treatment e.g. for coated wood-free graphic paper 	4 – 8 kWh/t power	Use of pumps, agitators, aeration; values refer to 1 or 2 stage aeration, sedimentation as primary and secondary clarifier
<ul style="list-style-type: none"> mechanical + aerobic treatment for integrated RCF-based/ wood-containing paper mills - mechanical + anaerobic/aerobic stage (biogas not considered) - mechanical + anaerobic/aerobic stage (biogas considered) 	10 – 25 ⁽¹⁾ kWh/t power 5 – 10 kWh/t power 15 – 20 kWh/t heat surplus (useable biogas as lower calorific value)	Data include all pumps and other aggregates, primary clarification, turbo aerators for biological treatment, secondary clarification, sand filters, sludge dewatering. Generation and use of biogas not considered. Energy balance with the use of biogas: The surplus of biogas is based on a COD load of 15 kg/t, COD degradation of 70 %, reduced biogas rate of 0.3 m ³ /kg COD and a lower calorific value of biogas of 7.5 kWh/m ³ . (Treatment of RCF mill waste water may generate approx. 25 kWh/t heat – lower calorific value)
Raw water treatment	2 – 5 kWh/t power	Use of raw water pumps and preparation
Compressed air	20 – 30 kWh/t power	Use of compressors and air dryers applying to paper mills without larger finishing departments; values can go up to 50 kWh/t in mills with sheeting departments.
Works transport	1 – 2 kWh/t power	Use of forklifts, industrial trucks
Finishing (without packaging)	10 – 40 kWh/t power	Use of rewinders, slitters, broke pulping.
Finishing (with packaging)	30 – 80 kWh/t heat	Including the packaging line (sheeting, wrapping, shrink oven, shipment); values refer to the lower calorific value of natural gas used for shrink ovens.
Administration	NA	Negligible (for offices, cafeteria, etc.)
NB: NA= not available (1) The upper end of the range refers to mills that apply tertiary treatment such as sand filters or ozonation + biofiltration. Efficient treatment systems for RCF-based paper mills with only secondary treatment achieve energy consumption values of around 10 – 15 kWh/t. Generally, the energy consumption of WWTPs for integrated chemical or mechanical pulp and paper mills are higher than those of non-integrated paper mills. Source: PTS, Examination studies: Energy optimisation in European mills, Munich 2004 to 2007, unpublished commissioned study containing the results of investigations in European paper mills, quoted in [249, Blum et al. 2007]; personal communication (09/2010) with some UPM RCF mills in AT and DE.		

2.5 Steam and power generation in pulp and paper mills

This section deals with different combustion plants designed to produce steam and power in pulp and paper mills. The combustion plants in pulp and paper mills differ in size, fuels, load conditions and purpose.

There are a variety of combustion plants in operation which have already been described in the BREFs on Large Combustion Plants [271, COM 2006] or on Waste Incineration [273, COM 2006]. To avoid duplication of information only combustion plants not covered by the above-mentioned BREFs are dealt with here (sometimes in the literature they are referred to as 'auxiliary boilers'). These are:

- combustion plants with between 5 MW_{th} and 50 MW_{th} rated thermal input including combined cycle gas turbines, steam blocks, fluidised bed reactors;
- combustion plants with <50 MW_{th} rated thermal input using pulp- and paper-specific residues or by-products as fuels (e.g. bark, certain types of sludge, waste paper, rejects) irrespective of their size (> 50 MW are covered by the LCP BREF).

Outsourcing of combustion plants does not exclude these plants from being covered by the PP BREF.

For conventional larger combustion plants (such as gas- or oil-fired steam boilers exceeding 50 MW_{th}) reference should be made to the BREF on Large Combustion Plants (LCP BREF). The LCP BREF contains extensive information related to applied techniques and abatement measures for combustion plants that use commercial fuels such as natural gas, liquid fuels, coal, lignite, biomass and peat.

Because of its high share in the total production costs, energy supply is one of the principal production factors of pulp production and papermaking. Depending on the type of process (see Chapters 3 to 7), the paper industry produces most or practically all of the heat it requires and a large portion of the electricity it needs (approximately 44 %, CEPI 2008) in its own power plants. Traditionally, internal steam and power supply has been a core business of the pulp and paper industry. Competitive mills have intensively focused on cogeneration concepts using different types of fuels (see Section 2.6.1.2.2). Others (mainly paper mills) have outsourced energy supply and reduced their internal energy production capacities. Chemical pulp mills (see Chapters 3 and 4) do not outsource their energy supply due to the need for a recovery boiler, which is essentially integrated into the chemical regeneration process.

'Process boilers' or kraft and sulphite recovery boilers, as well as lime kilns designed to recover the pulping chemicals and also to produce steam and power, are not discussed here but in the chapters describing the pulping processes (see corresponding sections in Chapters 3 and 4). For more details regarding the combustion of rejects, sludge and other materials from processing paper for recycling, the reader is referred to Section 6.3.14. Stationary internal combustion engines and smaller combustion plants of <5 MW_{th} are outside the scope of this document.

2.5.1 Applied combustion processes and techniques

The type and number of combustion plants that are technically connected to the manufacturing of pulp and paper depend on the raw materials used, the processes involved and their energy requirements, and on the energy supply strategy of the individual mill. The boilers in the pulp and paper industry are of a variable size (from about 5 to above 200 MW_{th}). Larger combustion plants operated in pulp and paper mills are comparable in size with combustion plants of energy suppliers (up to >200 MW_{th}).

In general, the types of techniques described below can be found in the pulp and paper sector.

- Recovery boilers (kraft pulp, sulphite pulp): see Chapters 3 and 4.
- Soda boilers (sulphite pulp): see Section 4.3.13.
- Lime kilns (kraft pulp): see Chapter 3.
- Fluidised bed reactors (<5 MW_{th} – >100 MW_{th}, all types of fuels and waste): see Section 2.6.1.2.3. Stationary/bubbling fluidised bed (BFB) or circulating fluidised bed (CFB) boilers are used.
- Fixed or moving grate boilers mainly for coal and coal dust, lignite and other mixed solid fuels (e.g. co-combustion of waste). Their use in pulp and paper mills is decreasing.
- Combined cycle gas turbines (CCGT); <20 MW_{th} – >100 MW_{th}: In many paper mills CCGT are operated in the heat-orientated mode, which means that the heat demand of the paper mill determines the design and operation of the CCGT. The production of power can be seen as a beneficial side-product. This makes the main difference to CCGT operated by public energy suppliers (see Figure 2.12 and for a process description also the LCP BREF).
- Gas- or oil-fired steam boilers (steam blocks): these boilers are sometimes operated to cover base load demand. However, for economic reasons they are generally used for peak loads or as reserve boilers during maintenance of the main combustion plants. As fuels mostly gas and heavy fuel oil (older boilers) are used.
- Recently, small biofuel boilers using powder or pellet firing have been installed in non-integrated paper mills.
- Package boilers (boiler units already fitted with insulation, electrical panels, valves and gauges) for combusting of diluted non-condensable gases (NCG) and concentrated NCG.
- Gas turbines: Very few mills generate power, releasing the excess heat into the environment. However, this is not cost-effective and is no longer supposed to be practised.
- Gasification techniques can provide fuel gas for CCGT, gas boilers or lime kilns. Within the pulp and paper sector, industrial applications are in use for bark at the Södra Värö mill (SE), and recycled liquid carton at the Stora Enso Varkaus mill (FI). In the Södra Värö mill, the produced gas is used as fuel in the lime kiln.
- Flares.
- Gas engines using gas from anaerobic digestion.
- Other stationary internal combustion engines.
- Emergency power generators.

The boilers and the energy supply systems that are operated on site at pulp and paper mills can be further differentiated according to the fuels used (see Section 2.6.1.1), the type of furnace (see Section 2.6.1.2.3), the integration of the heat recovery boiler into the paper mill energy system (see Section 2.6.1.2) and whether they are used for steam or power production only (see Section 2.6.1.2.1), or operated as combined heat and power plants (CHP), see Section 2.6.1.2.2.

2.5.1.1 Main fuels utilised and pretreatment

The main (combination of) fuels used for steam (and warm water) and power generation in the pulp and paper industry are as follows.

- I. Biomass such as bark, wood residues, and in some cases wood chips.
- II. Black liquor (in chemical pulp mills black liquor is the main fuel, see Chapters 3 and 4) that is also regarded as biomass, e.g. according to the EU ETS Directive. Kraft pulp mills also use generated non-condensable gases as fuel.
- III. Various types of sludge (biosludge from waste water treatment, fibrous sludge, deinking sludge, etc.) from both virgin pulp production and/or processing paper for recycling and own pulp or paper mill residues (rejects, non-recyclable paper for recycling, plastics).
- IV. Fossil fuels such as natural gas, fuel oil (heavy fuel oil, gas oil), coal, lignite or peat.
- V. Sometimes waste or refuse-derived fuel are incinerated to recover energy or for other environmental reasons (e.g. the contribution of low calorific fuels such as sludge to energy recovery is low to almost zero).

In many steam boilers or power plants, a mix of fuels is used (combined combustion of sludge, bark, wood residues, pulp and paper process residues and fossil fuels).

In Figure 1.25 of Section 1.7 the fuels used to generate heat and power in the European pulp and paper industry (CEPI members) are summarised; the main fuel is biomass in the form of spent cooking liquors, bark and fibre sludge (52.5 %). Gas also contributes a major share (38.8 %) while fuel oil, coal, other fossil fuels and others together account for about 9.4 %.

Traditionally, biomass in the form of bark, wood waste and wood has been extensively used in the pulp and paper industry. To further reduce emissions of greenhouse gases, the pulp and paper industry seeks to reduce the combustion of fossil fuels and to increase the share of renewable energies. The latter is favoured in many countries and considerable subsidies are being granted.

Different types of fuel need to be pretreated to enable proper feeding, good combustion and to lower emissions, but also to increase the availability of plants. Pretreatment is aligned to the individual requirements of the furnace and the boiler but is of particular importance in fluidised bed reactors. Common types of pretreatment for the relevant fuels are listed below.

- I. Biomass (bark, wood) is chipped and screened. Wet bark is normally pressed before use as a fuel and may in some cases be dried before being incinerated in the boiler. Impurities such as stones, metals and other unwanted materials are removed by screening and sorting.
- II. Various sludge may be stabilised, dewatered or dried. Although an improvement of the energy yield is achievable (see Section 2.9.6.1.4) drying is often not considered to be economically viable.
- III. Waste wood and some waste fractions need pretreatment steps such as shredding or grinding, sieving, and the removal of ferrous and non-ferrous metals and other unwanted materials.
- IV. Rejects from RCF-based paper mills manufacturing corrugated medium or cartonboard are classified by screening. Larger rejects (e.g. with a size of more than 50 mm) are shredded. Ferrous material is then removed by magnetic separation. A travelling grate is used for feeding rejects to the drying and gasification chamber.

Although the pretreatment steps necessary to achieve good combustion are case-specific, the general aim of pretreatment is the removal of unwanted materials, a reduction of pollutants and the homogenisation of the fuels with respect to calorific value, size and other physical parameters (such as density). Since pretreatment operations such as size reduction and sieving are often subject to disturbances, most plants have installed storage facilities for pretreated fuels.

It is especially important to keep the content of Cl, K and Na within the design limits of the boiler in question. This reduces high-temperature corrosion and maintenance and repair work, leading to higher overall plant availability and lower emissions.

Excess heat (with low steam parameters, i.e. low pressure, low temperature) from the production process can be used for the drying of sludge and biomass, thus increasing the yield of high pressure steam. Depending on the specific circumstances, waste gas from the pretreatment operations as well as from storage facilities can be used as combustion air, reducing odour and pollutant emissions.

In many mills a quality assurance system for fuels and residues/wastes to be incinerated is in place. This includes declarations by suppliers, separated storage of fuels/waste, the storage of back-up samples, and the implementation of a monitoring and reporting system. As an additional control for the operator, fuel analyses, such as calorific heat value and elemental composition, and periodic analyses of flue-gas and ashes are useful to obtain information on the fuel composition.

2.5.1.2 Energy production

As pulp and paper mills need power and steam for the production process most mills apply combined heat and power generation using extraction condensing turbines or back-pressure turbines (see 2.6.1.2.2). However, heat-only plants are also operated at some paper mills, mostly to cover peak loads, start-up situations or as a reserve.

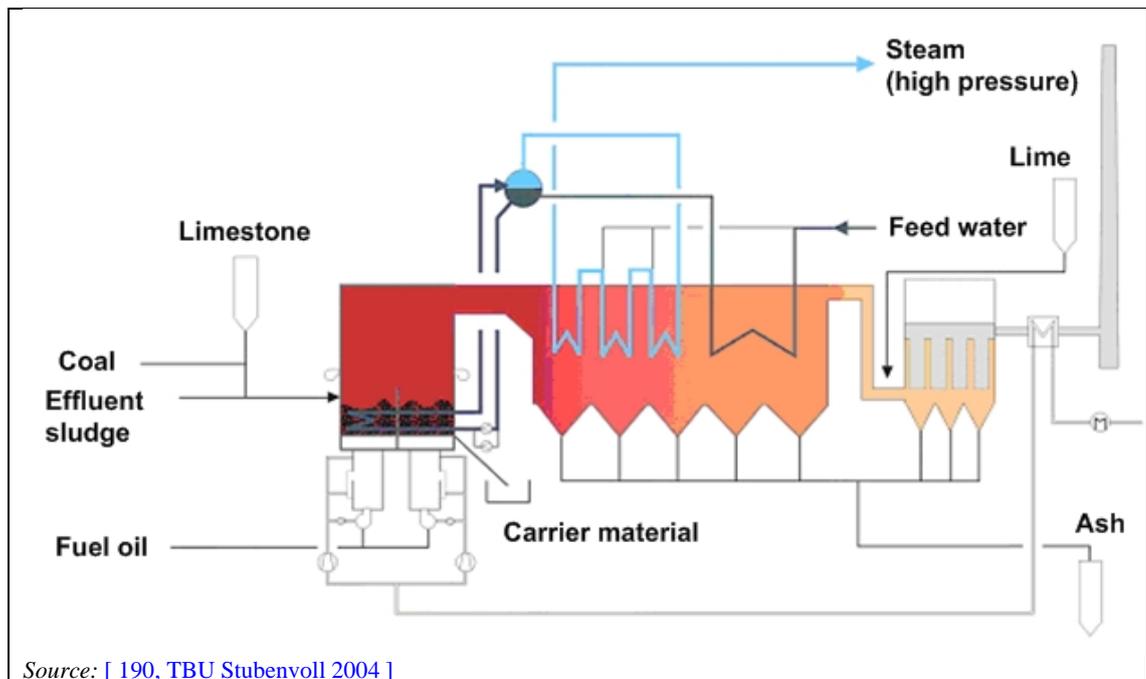
One of the main differences between boilers in the pulp and paper industry and those in the conventional utility sector is that they operate for almost the whole year, up to over 8 000 hours. Boilers in the utility sector often stop for the entire summer period. Another difference is that pulp and paper boilers constantly have to adapt to the mill operation and thus have to accommodate large and rapid load changes. Utility boilers normally operate under more stable and predetermined operating conditions.

In paper mills in particular, the demand for steam may change unexpectedly and rapidly due to e.g. paper web breaks and other disturbances. Owing to market reasons, maintenance and other factors, the steam demand may also be lower than during normal operation for considerable periods.

The flue-gas from the combustion of certain waste types and biomass may contain high concentrations of alkali chlorides, which can lead to high-temperature corrosion. As a rule, corrosion will occur at wall-temperature levels above 450 °C or flue-gas temperatures above 650 °C. High steam parameters (i.e. $T > 420$ °C, $p > 40$ bar) can only be achieved by using corrosion-resistant materials or by applying special measures (e.g. cocurrent flow at the superheater). When applying typical steam parameters, the electrical efficiency of combustion plants fired with waste or biomass is in the range of 14 – 25 % in the condensation mode.

2.5.1.2.1 Steam generation plants

In some mills there is no on-site power generation. These mills operate steam boilers or steam blocks only. The boiler may be fed with natural gas, liquid (oil) or solid fuels (bark, coal) or fuel mixtures. The boiler can be of any type and fuel. An example of the water-steam cycle of a larger boiler (fluidised boiler in this case) with pure steam generation is given in Figure 2.11. The emission control techniques, in this case desulphurisation and dust removal with bag filters (see Section 2.9.7), are also shown. In this example, the air cleaning system consists of a four-chamber bag filter and a dosing system for lime injection.



Source: [190, TBU Stubenvoll 2004]

Figure 2.11: Water-steam cycle of an installation with pure steam generation

2.5.1.2.2 Combined heat and power (CHP) plants

For a general description of CHP plants the reader is referred to the LCP BREF [271, COM 2006]. Combined heat and power (CHP) plants in the pulp and paper industry normally apply steam turbines and/or gas turbines (GT). Steam turbines are connected to a boiler producing high-pressure steam and are fired by any type of fuel (black liquor, bark, waste, liquid, solid or gas fuels). Gas turbines, unless hot flue-gases are used in a dryer, are combined with heat recovery steam generators (HRSG). Different configurations are used depending on whether all the steam generated is fed to different steam consumers (simple cycle) or GT and HRSG are combined with a back-pressure steam turbine or an intermediate steam extraction condensing turbine (combined cycle - CCGT). The benefit of combined heat and power production (CHP) is a better overall efficiency and flexibility.

For CHP plants using fossil fuel or biofuels (this is the case for most pulp mills), the overall efficiency with a back-pressure turbine is 85 – 90%. The power to heat ratio is approximately 0.30 in many cases. The power generation needs to be balanced towards heat production. In Table 2.12 the ranges for total efficiency are calculated using the lower calorific value for the fuels, with moisture compensation for biomass (see glossary). The electrical efficiency range is calculated by dividing the power generation by the fuel input, and the range for power to heat ratio is approximated according to energy-efficient mills.

Table 2.12: Key figures for different CHP plant types

CHP plant type	Total efficiency (LCV) (fuel utilisation rate)	Power to heat ratio ⁽¹⁾
Gas-fired boiler and extraction turbine	85 – 90 %	0.20 – 0.35
Biomass boiler and extraction turbine	85 – 90 %	0.20 – 0.35
CCGT with steam turbine with power production for internal use	85 – 92 %	0.40 – 1.10
CCGT with steam turbine with power production for the market	75 – 80 %	1.50 – 2.00
Difference for a similar 20-year-old plant with proper maintenance	1 – 4 %	NA

NB: NA = Not applicable

⁽¹⁾ The power to heat ratio is also dependent on the amount of steam led to the condensing part of the steam turbine, hence the large span for power to heat ratios for CHP applications where the steam turbine is the only power-generating unit. If the need for heat energy increases, the electrical efficiency decreases because the energy from fuel divides more towards heat production (and vice versa).

Source: [167, BMUJF 1999], [170, Pöyry 2010]

The capacities for CHP production differ from <1 MW_{th} for small paper mills up to >500 MW_{th} for the recovery boilers of large pulp mills. Figure 2.12 and Figure 2.13 show examples of CHP in the paper industry. The boiler shown in Figure 2.12, in this case a bubbling fluidised bed boiler, can be of any type and fuel. Either an extracting back-pressure (Option A in the figure) or a condensing turbine (Option B in the figure) can be used, or both.

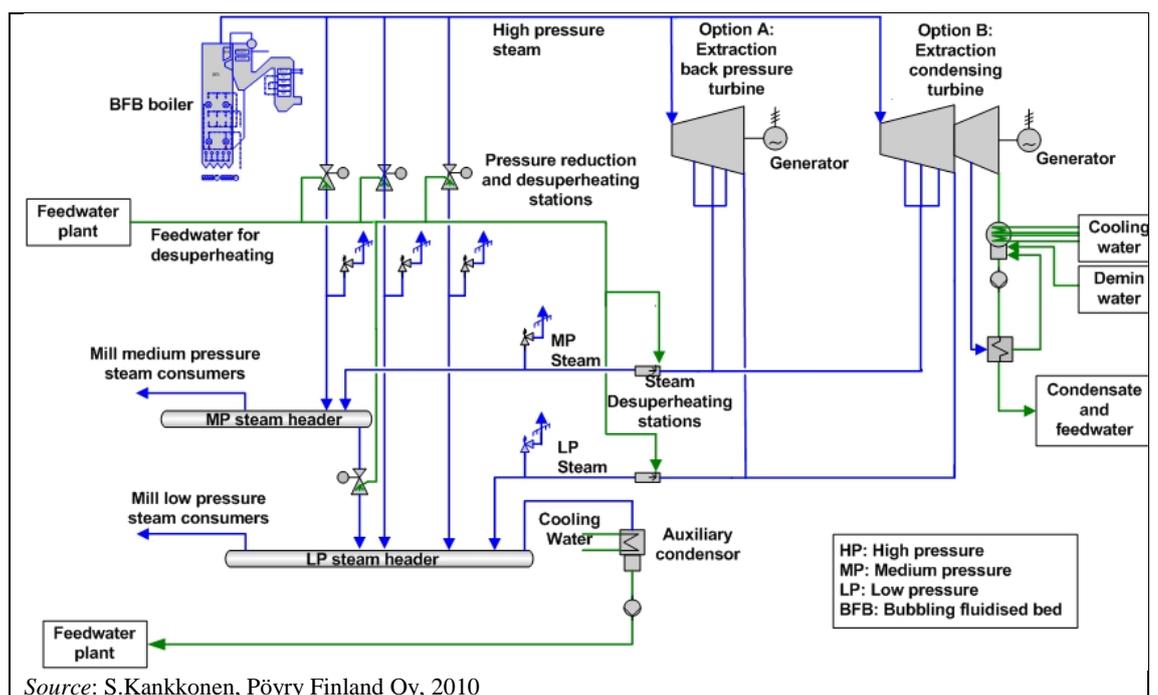


Figure 2.12: Example of a CHP plant at a pulp/paper mill

This technology has been used in the pulp and paper industry since early last century. All kraft pulp mills have steam turbines, as do large paper mills.

A special case CHP plant is the combined cycle gas turbine (CCGT) unit where oil or natural gas is burnt in the gas turbine, which directly drives a generator. In addition, the energy content of the hot flue-gases from the gas turbines are transformed into useful energy (steam and/or power) in a heat recovery boiler. The functional principle of such a CCGT unit as a CHP producing unit at a mill with both a back-pressure steam turbine and a saturated steam circuit is shown in Figure 2.13.

A simple cycle is configured in a similar way but there is no steam turbine, and normally saturated steam is obtained from the boiler.

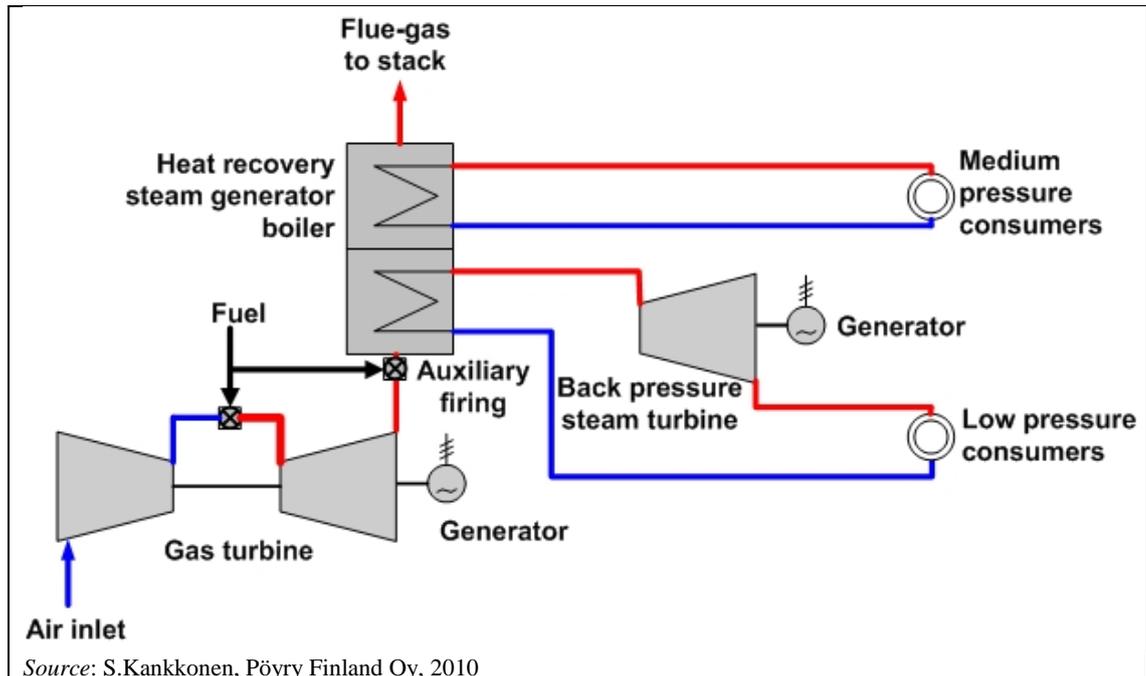


Figure 2.13: Example of a CCGT unit as a CHP producing unit at a mill with both a back-pressure steam turbine and a saturated steam circuit

Installation of gas turbines at industrial plants began in the late 1980s. Nowadays, their installation is widespread.

When producing CHP with a combined cycle gas turbine (CCGT) unit the overall efficiency is 85 – 92 % and the power to heat ratio is often higher than for other CHP plants. It can reach more than 1.0.

The flexibility with respect to the heat demand of the consuming parts of the paper mill can be improved by burning gas in the heat recovery boiler with the excess oxygen from the gas turbine (supplementary firing; see Figure 2.13).

The main improvements for the equipment used in CHP production have been largely due to the utilisation of new computer-aided tools in design and manufacturing. The efficiencies have improved for steam and gas flows in turbines as well as for the combustion process in the boilers, thus also generating lower emissions.

2.5.1.2.3 Fluidised bed boilers

In the pulp and paper industry, fluidised bed boilers are particularly suitable when 'difficult' mixed fuels with varying properties are incinerated. In fluidised bed combustion, common fossil fuels/biomass, residues or waste are fed into a sand bed fluidised by combustion air. At a temperature range of 750 – 900 °C, the fuels are transformed with the combustion air into hot flue-gas and ash.

There are two main types of fluidised bed systems: bubbling and circulating fluidised bed boilers (BFB and CFB). In BFBs, the sand bed inside the boiler is fluidised and kept in the lower part of the boiler, except for a small part escaping the bed. In CFBs, the sand bed extends up beyond the first heat exchange part, after which the sand is separated from the flue-gases in a large cyclone

and returned back to the bottom of the bed. Normally, with boilers of up to 50 MW_{th} BFB combustion is applied. CFB technology is usually applied for bigger boilers only, e.g. of >50 MW_{th}. If the fuel is high in coal content, the circulating bed type is better at preventing the excessive concentration of heat, generated by coal burning in the bed.

Due to the spontaneous burning and the great variety of temperature control options, fluidised bed combustion allows for a broad range of calorific values and fuels. The fluidised bed boilers used in the paper industry mainly serve to cover the base load of steam.

In terms of fuels utilised, fluidised bed combustion plants may be charged with fossil fuels (lignite and coal, fuel oil, natural gas), biogas, biomass (e.g. bark), wood residues, wood waste and other internal production residues and sometimes also external waste or refuse-derived fuel. In addition, various types of sludge (e.g. sludge from biological waste water treatment) may be co-incinerated. In most cases, the energy content of dehydrated sewage sludge (20 – 40 % dry solids) is just sufficient to cover the flue-gas losses of the flue-gas produced by burning the sewage sludge. In paper and reject sludge incineration, both conventional grate-fired boilers and fluidised bed boilers can be used. The fluidised bed technology, however, has more flexibility with regard to tolerable fuel characteristics. Due to the homogeneous conditions in terms of temperature, mixing of fuels, control of combustion air and other measures (see paragraphs below) lower emissions of CO, SO₂ (in situ reduction is possible) and NO_x can be achieved compared to grate-fired systems.

The water content of typical fuels burnt in the sector is an important design and operational parameter: The calorific value of bark from wet debarking or peat at 40 – 60 % moisture is 4.5 – 10.5 MJ/kg. In contrast, the mechanically dewatered pulp sludge has a lower calorific value amounting to 2.5 – 6.0 MJ/kg due to its often higher moisture and ash content. The calorific value of dry pulp waste can reach over 20 MJ/kg. The higher the humidity of the fuel, the lower the overall energy economy of the boiler and also the more difficult the operability unless efficient technology is applied. A fluidised bed boiler is less sensitive to fuel humidity and a higher ash content of the fuels than a grate-fired boiler.

The main difference of grate firing and fluidised bed technology is in the heat transfer method. In grate firing, the fuel particles are heated mainly by radiation. This makes the combustion temperature and residence time very important and the system performance can easily drop when fuel humidity increases. Variations in sludge dryness at the grate-fired boiler entrance render it difficult to maintain efficient burning because of temperature drops. In the fluidised bed boilers the main heat transfer method is by conduction, which, by the aid of a fluidised sand bed inside the boiler, stabilises the system heat capacity and makes it less sensitive to fuel humidity and heating value fluctuations. It is also less sensitive to a higher ash content of the fuels (e.g. if deinking sludge is burnt).

Improvements in grate-fired boilers coupled with the upgrading of heat recovery and external flue-gas cleaning can improve their economic and environmental performance, but not to the level of fluidised bed systems. The burning in a fluidised bed boiler takes place at a lower temperature (750 – 950 °C) than required in grate firing. This is beneficial for the reduction of NO_x emissions. In addition, the heat transfer per unit area is a little higher with fluidised bed systems. As the importance of grate-fired boilers is decreasing in the pulp and paper sector, they are not discussed in more detail here.

The fluidised bed systems provide in situ SO₂ and NO_x emission control in addition to low CO emissions.

Emission monitoring with on-line gaseous compound meters is often used because of their improved reliability and acceptable costs. Multi-point temperature and oxygen monitoring of the boiler is also common.

A reduction of emissions can be achieved by the following measures in the combustion chamber:

-
- I. installation of staged combustion to reduce NO_x formation;
 - II. guaranteeing sufficient residence time, temperature, turbulence in the combustion chamber and avoidance of overloading to reduce CO and hydrocarbon pollutants (C_{org}) and keep them at a very low level;
 - III. injection of lime or limestone into the boiler for desulphurisation;
 - IV. injection of ammonia or ammonia-forming compounds into the combustion chamber (SNCR: selective non-catalytic nitrogen oxide reduction).

The following measures may be applied to control the firing temperature:

- I. flue-gas recirculation
- II. controlled circulating ash cooling
- III. staged combustion.

With a sophisticated firing rate control and air conduction, low emissions of NO_x, CO and C_{org} can be achieved. With modern air staging it is possible to reach low NO_x emission levels. Normal operating levels of oxygen for modern fluidised bed boilers are between 2 % and 3 % in dry flue-gases.

In terms of secondary flue-gas cleaning plants, the following facilities are used depending on fuel and/or waste as well as the legal requirements to be met:

- I. well-designed, operated and maintained electrostatic precipitators,
- II. well-designed, operated and maintained fabric filters (also with lime and active coke injection)
- III. spray dry scrubbers.

In most plants, exhaust gas cleaning is limited to adsorption and dust removal. The fluidised bed boiler plants do not apply wet and catalytic flue-gas cleaning facilities. Selective non-catalytic reduction (SNCR) facilities are installed in some plants.

2.5.2 Current emissions to air from steam and power generation

2.5.2.1 Dust emissions

The emissions of dust mainly depend on the ash content of the fuel (provided combustion conditions are good). The ash content also varies considerably from close to zero for gas and oil to about 1 – 2 % for wood and bark and up to 20 % for high ash coal. Similarly peat and other fuels may contain varying amounts of sulphur and ash.

Techniques which are commonly used to control emissions of particulate matter (dust) from combustion plants operated on site in pulp and paper mills are fabric filters (FF) and electrostatic precipitators (ESP). Sometimes mechanical/inertial collectors (cyclones/multicyclones) are also used before the exhaust gas enters the filters or as a stand-alone technique in older and smaller biomass boilers.

In Table 2.13 the range for achieved emissions of particulates from boilers using fossil fuels, biomass and mixed fuels and the emission control techniques applied are given. A higher sulphur content for oil is also commonly associated with a higher ash and nitrogen content.

Older and smaller boilers, particularly for biomass, coal and other high ash fuels, may exhibit higher dust emissions due to less efficient combustion and combustion control and less efficient secondary measures to reduce emissions. According to ÅF file data and a report carried out for CEPI [[189, Norrström 2010](#)], for such boilers the average yearly particulate emissions may reach emission levels above 50 mg/Nm³ and up to 250 mg/Nm³ in some cases. Technically, with the

installation of a cyclone dust emission values of 100 mg/Nm³ can be achieved. Higher values may include situations where secondary dust removal devices are not properly dimensioned, have failed or are poorly maintained. Dust emission levels above 100 mg/Nm³ are commonly the result of the operation of a cyclone only. Even very old ESPs achieve dust emission values below 100 mg/Nm³. Larger plants above 50 MW are subject to the IED and should reach the targets given by this Directive.

In some Member States (e.g. AT) even old fluidised bed reactors (date of commissioning: 1983 – 1986) have been equipped with ESP or fabric filters. None of these combustion plants (eight in total) exceeds an emission level of 30 mg/Nm³ (as a yearly and monthly average). Another example is the German Technical Instruction on Air Quality Control – TA Luft, which includes an emission limit value (ELV) of 20 mg/Nm³ for boilers with a rated thermal input exceeding 5 MW_{th}. This ELV has to be respected independent of the fuel used. In modern plants and in plants where ESPs or bag filters have been retrofitted, achieved values are in the range of 0.5 – 10 mg/Nm³ (determined as a daily average value, 6 % and 11 % O₂).

Table 2.13 shows a relatively large variation between the auxiliary boilers operated in European pulp and paper mills. The table aims to give the whole range of measured emissions of auxiliary boilers that use biomass, fossil fuels or mixed fuels.

Table 2.13: Range of achieved emissions of particulates from steam boilers for different fuels and control measures applied (dry gas, standard conditions) in European plants

Fuels	Daily average (mg/Nm ³ at 6 % O ₂)	Yearly average (mg/Nm ³ at 6 % O ₂)	Emission control technique
Gas	<5	<5	Combustion control
0.05 % S fuel oil	<5	<5	Fuel selection and combustion control
<1 % S fuel oil	310 – 590	450	Some plants do not apply any abatement technique and measure dust twice a year ⁽²⁾
<1 % S fuel oil	5 – 100	20 – 55	Fuel oil selection and ESP ⁽²⁾
>1 % S fuel oil	≤20	≤10	ESP
Bark, other biomass, and mixed fuels	1 – 300 ⁽¹⁾	1 – 250 ⁽¹⁾	For higher values cyclones; normally ESP or fabric filter
Coal and mixed fuels	1 – 300 ⁽¹⁾	1 – 250 ⁽¹⁾	For higher values cyclones; normally ESP or fabric filter;

⁽¹⁾ The upper end of the emission range for biomass and coal is taken from ÅF file data (monitoring data from various tests and monitoring studies on boilers; approximately 50 plants): [189, Norrström 2010]. For the lower end of the range data from filled-in questionnaires (2008) and [229, Stubenvoll et al. 2007] were considered; with fabric filters dust emissions are normally well below 20 mg/Nm³.

⁽²⁾ Data taken from Portuguese questionnaires 2009

2.5.2.2 SO₂ emissions and other gaseous pollutants

The characteristics and composition of the fuel used in the boilers have a considerable impact on the emissions to air and determine, together with the type and design of the boiler and the type, design and operation of the emission control measures, the final emissions to air from a boiler. The sulphur content of fuels may range from 0.05 % or even lower for biomass and low-sulphur oil up to about 4 % for high-sulphur coal and oil.

The most common and often the most economical way to control SO₂ in the pulp and paper industry is by using a low-sulphur fossil fuel. If bark alone is burnt, SO₂ emissions are low. In fluidised bed boilers, injection of lime into the boiler is an efficient measure. Secondary control technologies include spray dry scrubbers, sorbent injection processes (see Section 2.9.7.3) and wet scrubbers (wet scrubbers are however not applied in the sector with the exception of recovery boilers).

Table 2.14 compiles achieved emissions of SO₂ from different types of auxiliary boilers. In individual cases, factors such as the actual type of fuel and operation conditions will have to be taken into consideration as in most cases the raw data did not give the specific conditions under which these values were measured. The ranges indicated in the table cover a range in the sulphur content of the fuel from about 0.05 % (e.g. forest biomass, low-sulphur oil) to about 1.5 %. Low-sulphur fuel oil with below 0.05 % (weight) sulphur is available in many areas from several suppliers. The low-sulphur oil is also low in nitrogen (about 0.05 % by weight) and in ash (about 0.005 %) thus providing for lower NO_x and particulate emissions.

Some older auxiliary boilers, particularly for coal and fuel oil, may release higher SO₂ emissions due to the higher sulphur content of the fuels, less efficient combustion control and less efficient secondary measures to reduce emissions. Often, besides the main fossil fuel (e.g. gas, oil or coal), some residues or sludge are also co-incinerated (e.g. sludge, residues from production, or other fuels) in the boilers. Some data are compiled for these mixed fuels.

Table 2.14: Achieved emission levels of SO₂ from auxiliary boilers for different types of fuels and control measures applied (at 6 % O₂, dry gas, standard conditions)

Fuels	Daily average (mg/Nm ³ at 6 % O ₂)		Yearly average (mg/Nm ³ at 6 % O ₂)		Emission control techniques applied
	(mg/Nm ³)	(mg/MJ) ⁽²⁾	(mg/Nm ³)	(mg/MJ) ⁽²⁾	
Gas	5	1	5	1	Low-sulphur content
0.05 % S fuel oil	10	3	10	3	NA
1.5 % S fuel oil	50	15	50	15	Scrubber
Biomass	1 – 30	15	1 – 20	10	Clean bark and wood residues ⁽¹⁾
Mixed fuels (e.g. bark, coal, fuel oil, sludge, gas)	35 – 77	No data	6 – 75	No data	Dry scrubber, injection + ESP or FF
0.5 % S coal	150	60	100	40	Dry scrubber, injection
1.5 % S coal	200	80	150	60	Dry scrubber, injection

NB: NA= not available
⁽¹⁾ Biosludge and fibre sludge may increase the sulphur content of the fuel and thus the emissions. On the other hand, a German biomass boiler reported daily average values of 0 – 2 mg/Nm³ which resulted in an annual average value of 0.63 mg/Nm³ (Source: UBA, 2010).
⁽²⁾ Reference is made to the effective heat value of the fuel.
Sources: Based on ÅF file data. ÅF file data refer to data from monitoring of new boilers during acceptance tests and from existing boilers for environmental reporting; data from filled-in questionnaires (2008)

2.5.2.3 NO_x emissions

The nitrogen compounds of interest are nitrogen oxide (NO) and nitrogen dioxide (NO₂), collectively referred to as NO_x, and especially for fluidised bed boilers the emissions of nitrous oxide (N₂O).

A possible source of additional nitrogen, and thus nitrogen oxides, is sludge from biological treatment facilities and chemical flocculation of effluents. Some fossil fuels, such as coal and heavy fuel oil also have a comparably high nitrogen content. In addition to the fuel-bound nitrogen, the thermal formation of NO_x also determines the overall NO_x emissions of a combustion plant.

However, the emission of NO_x is also influenced by the amount of excess air, the temperature and the temperature distribution in the furnace. Due to lower combustion temperatures, the thermal formation of NO_x is low in fluidised bed reactors.

Measures to control NO_x emissions from boilers include primary and secondary measures.

a) The following primary measures are applied in fluidised bed reactors in the pulp and paper industry (see Section 2.6.1.2.3):

- minimising excess air
- air staging (over fire air)
- flue-gas circulation.

b) In gas turbines, steam or water injection or the dry low-NO_x (DLN) technique is applied. As a secondary measure, SCR can principally be applied.

Steam/water injection is a common technique (e.g. in Canada; see BREF LCP [[271, COM 2006](#)]). Achieved reduction rates for NO_x are between 60 % and 80 %. When simultaneously low CO emissions should be achieved reduction rates are somewhat lower (40 – 60 %).

The dry low-NO_x technique can be used in small (4 – 25 MW_e) as well as in very large (400 MW_e) gas turbines. An emission level of 25 ppm NO_x (corresponding to 50 mg NO_x/Nm³) is achievable at smaller plants, whereas the NO_x emission level can be further reduced in large plants to <20 mg/Nm³, (see [[271, COM 2006](#)] and [[167, BMUJF 1999](#)]). The pulp and paper industry usually runs gas turbines of <50 MW_e. They have emission values of 25 ppm NO_x (50 mg NO_x/Nm³) at 15% O₂ when the dry low-NO_x technique is applied.

c) For liquid and gaseous fuels, low-NO_x burners are commonly applied. Emission levels for gaseous fuels are in the range of 60 – 90 mg NO_x/Nm³. It has been shown that, by use of a continuous control system for lambda probes, emission levels can be kept very low. However, that requires the installation of a continuous emission monitoring system (applied, e.g. at Hamburger, AT; Questionnaire 2008).

Examples of secondary measures are:

- SNCR (selective non-catalytic reduction) and
- SCR (selective catalytic reduction).

The SCR method is not yet applied in the pulp and paper industry due to the relatively small boilers and also to the sodium content in the biomass boiler ash which deactivates the catalyst. Therefore, the SCR method will not be further discussed here.

In SNCR systems, ammonia or urea is injected into the furnace within a suitable temperature range. Emissions of NO_x can be reduced by 30 – 70 % by the reaction between the NO_x and reagent to form nitrogen and water. The temperature window for efficient SNCR operation is

typically between 800 °C and 1 000 °C. Higher reduction rates may increase the emissions of NO₂. Distribution of the reagent needs to be particularly controlled. Multiple points of injection are commonly used to follow the temperature changes caused by boiler load changes. The benefit of reduced NO needs to be weighed up against the risk of increased NH₃ emissions. In well-controlled SNCR systems, NH₃ emissions (slip) are in the range of 1 – 10 mg/Nm³ (see LCP BREF).

In Table 2.15, numbers are given for achieved emissions of NO_x from boilers using a combination of the techniques described above. Emission data refer to 3 % O₂ for gas and to 6 % O₂ for other fuels, assuming dry gas and standard conditions. The ranges given in the table primarily reflect the influence of different nitrogen contents in the fuels and the efficiency of the secondary measures applied. Some older boilers with less efficient control measures will show higher emissions: daily average emission levels up to about 200 mg NO_x/Nm³ or even higher are detected. Auxiliary boilers in the pulp and paper industry operate under varying load conditions, which may affect the NO_x emissions. Emission ranges given in the tables however include partial load conditions.

Table 2.15: Achieved emission levels of NO_x from auxiliary boilers for different fuels and control measures applied

Fuel	Daily average		Yearly average		Emission control techniques applied
	mg/Nm ³	mg/MJ	mg/Nm ³	mg/MJ	
Gas	60 – 150	40	60 – 120	30	Low-NO _x burner or DLN technique
0.05 % S fuel oil	200	50	150	40	Low N fuel, low-NO _x burner, SNCR
1.5 % S fuel oil	240	60	200	50	Low-NO _x burner, SNCR
Biomass	100	45	80	40	SNCR
Biomass	75 – 470	No data	190 – 290	80 – 95	Without SNCR (3 boilers)
Mixed fuels (e.g. bark, coal, fuel oil, sludge, gas)	130 – 330	No data	150 – 300	No data	Fluidised bed boilers
0.5 % S coal	125	50	100	40	SNCR
1.5 % S coal	75	30	60	25	SCR

Source: Based on ÅF file data. ÅF file data refer to data from the monitoring of new boilers during acceptance tests and from existing boilers for environmental reporting; data from filled-in questionnaires (2008) [229, Stubenvoll et al. 2007] are complemented for gas. Data from Austrian UBA on mixed fuel boilers.

2.5.2.4 CO emissions

CO and hydrocarbon emissions are primarily related to the amount of excess air and the combustion conditions. Fuel with a low dry content, with uneven dry content and with rapid load changes can lead to increased levels of CO and hydrocarbon emissions (TOC) that need to be controlled. Operation at a low or uneven heat load tends to result in increased emissions.

Carbon monoxide forms from the carbon contained in the fuels in the case of incomplete combustion. Combustion conditions leading to elevated levels of CO also result in increased emissions of hydrocarbons. To achieve a complete and efficient combustion – and thus minimise the emissions of CO and hydrocarbons – the following boiler and combustion parameters need to be controlled:

- oxygen supply
- furnace temperature
- mixing of fuel and combustion air (oxygen)
- residence time.

Combustion favouring low emissions of CO for example requires the use of high furnace temperatures and sufficient oxygen supply for complete incineration of organic substances. Reduction of the CO content in the flue-gas requires a controlled excess of combustion air. Excess of combustion air will however tend to increase the NO_x emission. Therefore aiming to keep emissions of both NO_x and CO low will, to some extent, be counteractive. Control of the combustion conditions and the combustion air are therefore important elements in controlling CO. Another prerequisite is a stable fuel with respect to heating value and load on the boiler.

Firing rate control should ensure a sufficient supply of oxygen. In a simple control system, air supply is controlled via O₂ monitoring. Complex systems also monitor boiler load, fuel calorific value, fuel supply and other parameters.

The temperature in the furnace can be controlled via flue-gas recirculation, preheating of air, air surplus and fuel mix. Recirculation of flue-gas and air preheating in particular allow for fuels with a broad heat value spectrum to be used in fluidised bed boilers. Particularly in the co-incineration of sludge from the waste water treatment plant, it is important to arrange for the efficient mixing of fuels to safeguard sufficient fuel heat values to ensure satisfactory combustion temperatures.

The design of the boiler should be such as to guarantee sufficient dwell time, combustion temperature, and efficient mixing of combustion air and fuels, etc. to reduce CO and organic pollutants (TOC).

In Table 2.16 achieved emissions of CO from combustion-controlled boilers are given (at 6 % O₂, dry gas, standard conditions). Older boilers without efficient combustion control, uneven fuel and changing operating conditions may show considerably higher emissions, particularly for the daily measurements.

Table 2.16: Achieved emission levels of CO for different fuels and control measures applied

Fuel	Daily average		Yearly average		Emission control techniques applied
	mg/Nm ³	mg/MJ	mg/Nm ³	mg/MJ	
Gas	5 – 15	5	<5	<2	Not specified
0.05 % S fuel oil	15	5	<5	<2	Not specified
1.5 % S fuel oil	25	8	<10	50	Not specified
Biomass	5 – 300	150	140	70	Not specified
Mixed fuels (e.g. bark, coal, fuel oil, sludge, gas)	5 – 150	No data	6 – 100	No data	No data
0.5 % S coal	250	100	125	50	Pulverised coal

Source: Based on ÅF file data. ÅF file data refer to data from the monitoring of new boilers during acceptance tests and from existing boilers for environmental reporting; data from filled-in questionnaires (2008) and [229, Stubenvoll et al. 2007] were considered for the lower end of the emission ranges.

Boilers in the pulp and paper industry often have to handle significant and rapid load changes and variations in the fuel with regard to the dry content and the heat value. Despite advanced control systems and the proper mixing of fuels, this may cause some pronounced CO emissions peaks. The peaks may lead to high figures for daily average emissions although these tend to even out in the yearly average.

2.6 Waste water treatment plants

Effluent loads from the pulp and paper industry can be reduced through process changes and optimisation (a process-integrated approach) and by treatment once the effluent has left the process (an end-of-pipe approach). In practice, the two approaches can be combined in such a way that the desired results are achieved at a minimum cost. There are also a number of applications of in-line treatment in the sector in which the treatment systems are integrated into part of the water circuits and can be interpreted as a kind of 'kidney' that permanently removes disturbing substances until a necessary quality level is reached.

The treatment is always connected to the production process itself. Changes in the process and accidental releases of pollutants in particular will normally affect the treatment plant, especially when it is a biological process. Therefore, optimising the process and the performance of the waste water treatment plants go hand in hand. When designing or operating a waste water treatment plant, the normal starting point is the analysis of the processes and the major effluents generated. Emphasis should be placed on first implementing internal process measures. Process-integrated measures reduce loads at the source, and direct savings can be made in raw material costs (fibre, fillers, and additives) and in energy consumption in many cases. Usually, the necessary measures can be carried out by the personnel of the plant. However, changing over to a less harmful process may result in considerable costs because of the more complex technology required. Efficient solutions are normally a combination of internal and external measures.

If paper mills discharge their effluents via the sewer to an off-site urban or industrial waste water treatment plant, the overall efficiency of the external treatment plant may be affected by the quality and quantity of other waste water streams that are treated together with the paper mill effluents. In some cases, the 'economies of scale' of a treatment plant of a consortium can achieve equal or better emission reduction rates than comparable on-site waste water treatment. This is due to the fact that paper mills and other industries that are connected to the common waste water treatment plant may have access to more effective treatment techniques with appropriate supervision of their operation.

Effluents from the pulp and paper industry contain substances that are extracted from the wood or from the recycled fibres. They also contain some chemicals used in the process that are released from the processes and not retained in the fibres of the manufactured pulp or paper. The effluents contain solids or material in colloidal form or dissolved substances. With few exceptions (eucalyptus pulping), the original levels of nitrogen and phosphorus are low and are added to biological waste water treatment plants to feed the biomass. The effluents can also be coloured, notably those from chemical pulp production. Some untreated effluents are toxic to fish, for example those from the debarking of wood.

Depending on the type and load of the waste water generated, pulp and paper mills operate different treatment systems that are suitable for cleaning the incoming loads in an efficient way. Normally effluent treatment consists of the equalisation of variations in effluent flow and composition, followed by the removal of solids (e.g. primary sedimentation). Physical or physico-chemical treatment methods remove mainly solids and high molecular mass colloids. Biological methods remove dissolved organic compounds that are biochemically oxidised or transposed into biomass. The undesired release of this biomass is controlled by the use of carrier material (biofilm), secondary sedimentation, flotation or filtration, in some cases.

Depending on the waste water quality and the organic load, different treatment concepts are used in pulp and paper mills. Figure 2.14 gives an overview of common biological waste water treatment methods and their possible application in the paper industry. The picture shows which treatment systems are used for the effluents of example paper grades (chemical pulping is not included) manufactured either from virgin or recovered fibres (or a fibre mix) and which are often found in the sector. The specific water consumption (m^3/t) and initial COD concentrations before treatment plotted on the x- and y-axis are only indicative. Other treatment concepts, e.g. one-stage activated sludge plants, can also result in good removal efficiencies. Existing applications of these

treatment systems, technical descriptions of the techniques used and their performance are discussed in the respective Chapters 3 to 7 that deal with anaerobic or aerobic waste water treatment.

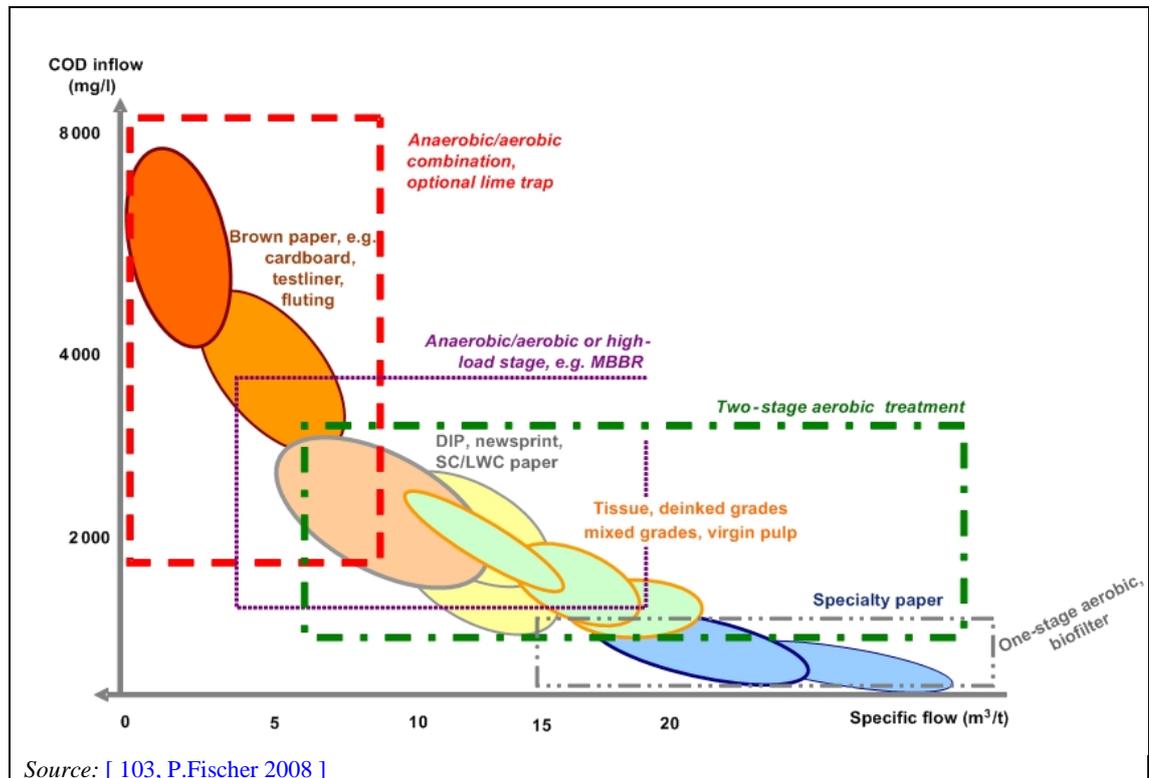


Figure 2.14: Different concepts of biological waste water treatment applications for different paper grades and simplistic trends of the organic loads

There is a wide variety of designs of aerobic treatment of pulp and paper mill effluents: activated sludge systems, such as (but not limited to) conventional one-stage or multistage activated sludge reactors, sequencing batch reactors, high performance compact reactors and aerated lagoons; and biofilm systems, such as (but not limited to) aerobic submerged biofilters, suspended carrier biofilm reactors or moving bed biofilm reactors (MBBR), trickling filters and rotating biological contactors (RBC). These treatment steps are used as one or more step applications or in combination with each other. Furthermore, anaerobic treatments are also used (see Section 2.9.11.2.2). The main technologies for biological treatment and the concentration range for suitable application are shown in Figure 2.15.

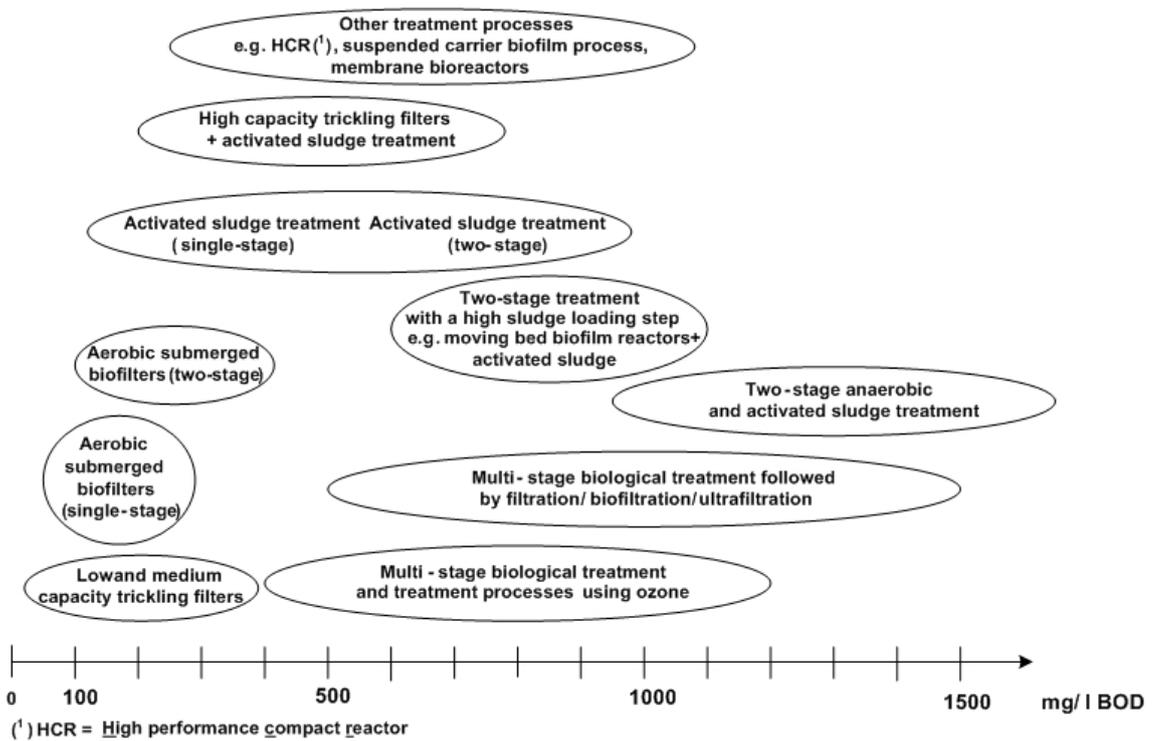


Figure 2.15: Main processes for the treatment of pulp and paper mill waste water and the ranges of suitable application

The concentration values refer to inlet concentrations and should be understood as a rough orientation which provides a general overview of applied waste water treatment systems in pulp and paper mills. The purpose of the figure is not to exclude or discriminate against a certain application or treatment system, e.g. if the organic load is not in the indicated range (according to [113, PTS 1998]).

In Table 2.17 an overview is given of the most important biological treatment systems, their suitable range of application, some advantages and drawbacks as well as some additional remarks.

Table 2.17: Biological treatment of waste water from pulp and paper mills

Process	Application (average BOD inlet concentration)	Advantages	Drawbacks	Remarks
Aerobic submerged biofilters (single-stage)	20 – 100 mg/l	Safe process; immobilised biomass; low concentration of suspended solids in the effluent	Sensitive to higher concentration of suspended solids	NA
Aerobic submerged biofilters (two-stage)	100 – 300 mg/l (or more)	NA	NA	NA
Low to medium capacity trickling filters	<400 mg/l	Simple construction; low energy consumption; cooling of the waste water, quick recovery after short-term toxic shock (¹)	In some cases risk of clogging; odour caused by stripping, higher P emission required for optimum operation (1.0 – 1.5 mg/l)	Risk of clogging and odour are minimal with proper nutrient management. Lifetime expectancy of 15 years or more when properly operated
High capacity trickling filters + activated sludge	200 – 800 mg/l	NA	NA	NA
Activated sludge (single-stage)	100 – 1 000 mg/l	Conventional process with a number of variants; well-	Energy consumption; excess sludge; problems with	NA

		established treatment technique	bulking or floating sludge	
Activated sludge (two-stage)	300 – >1 000 mg/l	NA	NA	Separation of sludge circuits is important
Activated sludge (two-stage with high sludge load step)	600 – 1 200 mg/l	Improved properties of activated sludge process	Energy consumption; excess sludge	NA
Moving bed biofilm reactors, MBBR (fixed biomass on mobile carrier material)	300 – 1 500 mg/l	Fixed biomass; smaller reactor volumes; no return sludge; less sensitive to peak loads	Excess sludge	Allows high volume load
Rotating biological contactors (RBCs): Fixed biofilm system/biodiscs	Applied as bulk removal step or for advanced treatment	Cost-effective for smaller mills; low energy demand (<0.3 kWh/kg BOD ₅ removed)	In many European countries there is less experience with RBCs	Successful application in US and Italy in paper industry
Activated sludge as sequencing batch reactor (SBR)	100 – 1 000 mg/l	More flexible process operation	More efforts for process control; discontinuous process	NA
NB: NA = not available (1) <i>Source:</i> Water treatment handbook, Chapter 11.2 trickling filters, 6th edition, Degrémont. <i>Source:</i> [113, PTS 1998], amended by EIPPCB.				

During biological treatment, dissolved organic matter is converted into biomass, which accumulates as biosludge (for the amount of sludge, please refer to the four examples below). Fibre sludge from the pre-sedimentation tank and excess sludge from the activated sludge plant is thickened in separate thickening tanks. Dewatering can take place using a screw press with a pre-concentrator or in dewatering machines with belt presses. The dewatered sludge is often mixed with bark and burnt in the bark boiler. Other options are combustion in a biomass power plant, a fluidised bed sludge incinerator or in the recovery boiler. In other cases, the sludge is delivered to external waste management contractors for biogas production, disposal of landfills or other alternatives.

2.7 Overview of production residues and solid waste

Pulp and paper manufacture gives rise to different types of residues such as those exemplified in Table 2.18.

Table 2.18: Examples of residues generated in pulp and paper processes

Process	Examples of generated solid residues/waste
Wood handling	Bark and wood fragments, sand and stone
Raw water treatment	Sludge from flocculation
Kraft pulping	Excess lime, dregs and grits from the recovery system; extracted ESP ash; rejects and fibre from the fibre line
Sulphite pulping	Ash from the recovery boiler; sludge from the cooking liquor system; rejects and fibre from the fibre line
Mechanical pulping	Sand and wood fragments from chip washing; rejects and fibre from the fibre line
Processing paper for recycling	Rejects from stock cleaning (non-fibre rejects, e.g. sand, metal scrap), fibre rejects and deinking sludge
Papermaking	Rejects and fibre, fibrous sludge, coating pigments
Power boilers	Ash
Effluent treatment	Fibre sludge, biosludge and chemical sludge
Common residues	Metals, plastics, glass, building waste, domestic waste, hazardous residues such as chemicals, spilled oil and lubricants

Some of the materials listed above that result from the production process may be regarded as not being waste according to point (1) of Article 3 of the Waste Framework Directive (WFD) but as being a by-product if the conditions listed in Article 5 of the WFD [205, WFD 98/EC 2008] are met.

There is considerable variation in the amount and nature of residues generated in different types of mills. The major waste fractions and major routes for recovery, reuse or disposal are discussed in the corresponding sections of Chapters 3 to 7.

According to the consolidated 'list of waste' [50, Decision 2000/532/EC 2000] the major types of 'wastes from pulp, paper and cardboard production and processing' are:

- 03 03 01 bark and wood (bark, sawdust, rejects from coarse and fine screening)
- 03 03 02 dregs and green liquor sludge (from recovery of cooking liquor in kraft pulping)
- 03 03 05 deinking sludges from recovered paper processing
- 03 03 07 mechanically separated rejects from pulping of waste paper and cardboard
- 03 03 08 wastes from sorting of paper and cardboard destined for recycling
- 03 03 09 lime mud waste (kraft pulp mills)
- 03 03 10 fibre rejects, fibre-, filler- and coating-sludges from mechanical separation
- 03 03 11 sludges from on-site effluent treatment other than those mentioned in 03 03 10
- 03 03 99 wastes not otherwise specified

This list of non-hazardous waste accounts for 88 % of the total generated production waste from pulp and paper mills [139, ASPAPEL 2008].

Depending on the energy supply of the pulp and paper mill and the steam and power generation operated on site, the following waste materials have to be additionally considered:

- 10 01 waste from power plants and other combustion plants such as
 - 10 01 01 bottom ash
 - 10 01 02 coal fly ash

10 01 03 peat and (untreated) wood fly ash and some others.

Common residues/waste

In most pulp and paper mills, non-industry-specific common residues/waste occur. These residues may include:

- metal parts and metals from maintenance
- electric and electronic equipment and parts including light bulbs, fluorescent lights, etc.
- wires and felts
- building waste such as glass, wood, concrete, bricks, etc.
- chemicals including coating residues
- waste from laboratories (mostly chemicals)
- spill oil and lubricants
- packaging material (containers for chemicals, pallets, etc.)
- domestic waste (from canteens and offices)

To handle this common waste in the most efficient way, systems to sort the waste into main fractions have been implemented in many mills. Such systems facilitate reuse, further recycling and/or recovery and minimise the amounts having to be sent for disposal or special handling.

Hazardous materials should always be collected separately and the collection organised in different 'classes' such as residual solvents, spill oil and lubricants, spent chemicals, etc. The further handling of such material should be done by certified firms.

2.9 ALLGEMEINE BEI DER FESTLEGUNG VON FÜR ALLE FABRIKEN GELTENDE BVT ZU BERÜCKSICHTIGENDE TECHNIKEN

In diesem Abschnitt werden Techniken (oder Kombinationen von Techniken) und die damit verbundene Überwachung beschrieben, bei denen davon auszugehen ist, dass sie das Potential besitzen, ein hohes Maß an Umweltschutz bei den Aktivitäten im Rahmen dieses Dokuments zu erreichen. Die beschriebenen Techniken beinhalten sowohl die angewandte Technologie als auch die Art und Weise, wie die Anlagen geplant, gebaut, gewartet, betrieben und stillgelegt werden.

Der Abschnitt behandelt Umweltmanagementsysteme, prozessintegrierte Techniken und End-of-pipe-Maßnahmen. Die Abfallvermeidung und Abfallwirtschaft, einschließlich Abfallminimierungs- und Recyclingverfahren, werden ebenso berücksichtigt wie Techniken, die den Verbrauch von Rohstoffen, Wasser und Energie durch die Optimierung der Verwendung und Wiederverwendung verringern. Die beschriebenen Techniken umfassen außerdem Maßnahmen, die eingesetzt werden, um die Umweltfolgen von Unfällen und Zwischenfällen zu verhindern oder zu begrenzen, sowie Maßnahmen zur Altlastensanierung. Des Weiteren beinhalten sie auch Maßnahmen zur Vermeidung oder Verringerung von Emissionen unter von den normalen Betriebsbedingungen abweichenden Bedingungen (wie z. B. Anfahr- und Abfahrvorgänge, Leckagen, Fehlfunktionen, zeitweilige Betriebsunterbrechungen und das endgültige Einstellen des Betriebs).

Anhang III der Richtlinie führt eine Reihe von Kriterien zur Festlegung von BVT auf und die Informationen in diesem Kapitel berücksichtigen diese Punkte. Sofern möglich, wird die Standardstruktur in Tabelle 2.19 verwendet, um die Informationen zu jeder Technik zu umreißen, so dass ein Vergleich der Techniken und eine Bewertung auf der Grundlage der BVT-Definition in der Industrieemissionsrichtlinie möglich ist.

Dieser Abschnitt stellt nicht unbedingt eine erschöpfende Auflistung von Techniken, die in dem Sektor angewendet werden könnten, zur Verfügung. Es können weitere Techniken vorhanden sein oder entwickelt werden, die bei der Festlegung von BVT für eine einzelne Anlage berücksichtigt werden könnten.

Tabelle 2.19: Informationen für jede in diesem Kapitel beschriebene Technik

Überschriften in den Abschnitten
Beschreibung
Technische Beschreibung
Erreichter Umweltnutzen
Umweltleistung und Betriebsdaten
Medienübergreifende Auswirkungen
Für die Anwendbarkeit relevante technische
Angaben zur Wirtschaftlichkeit
Wichtiger Grund für die Einführung
Anlagenbeispiele
Referenzliteratur

2.9.1 Umweltmanagementsysteme (UMS)

Beschreibung

Ein formales System, um die Einhaltung der Umweltauflagen nachzuweisen.

Technische Beschreibung

Die Richtlinie definiert „Techniken“ (unter der Definition von „beste verfügbare Techniken“) als „sowohl die angewandte Technologie als auch die Art und Weise, wie die Anlage geplant, gebaut, gewartet, betrieben und stillgelegt wird“. In diesem Zusammenhang ist ein Umweltmanagementsystem (UMS) eine Technik, die es Anlagenbetreibern ermöglicht, Umweltfragen auf systematische und nachweisbare Art und Weise anzugehen. Umweltmanagementsysteme sind am wirkungsvollsten und

leistungsfähigsten, wenn sie einen integrierten Bestandteil des Gesamtmanagements und -betriebs einer Anlage darstellen.

Ein UMS richtet die Aufmerksamkeit des Betreibers auf die Umweltleistung der Anlage; insbesondere durch die Anwendung klarer Betriebsverfahren sowohl für normale Betriebsbedingungen als auch für von den normalen Betriebsbedingungen abweichende Bedingungen und durch Festlegung der entsprechenden Verantwortlichkeitsbereiche.

Alle wirksamen Umweltmanagementsysteme enthalten das Konzept der ständigen Verbesserung, das heißt Umweltmanagement ist als andauernder Prozess und nicht als Projekt, das irgendwann beendet ist, zu betrachten. Es gibt verschiedene Prozessgestaltungen, aber die meisten UMS basieren auf dem PDCA-Zyklus („Plan-Do-Check-Act“ = Planen – Umsetzen – Überprüfen – Handeln), der im Rahmen der Unternehmensführung auch an anderer Stelle häufig eingesetzt wird. Bei dem Zyklus handelt es sich um ein iteratives dynamisches Modell, bei dem das Ende eines Zyklus fließend in den Beginn des nächsten Zyklus übergeht (siehe Abbildung 2.16).

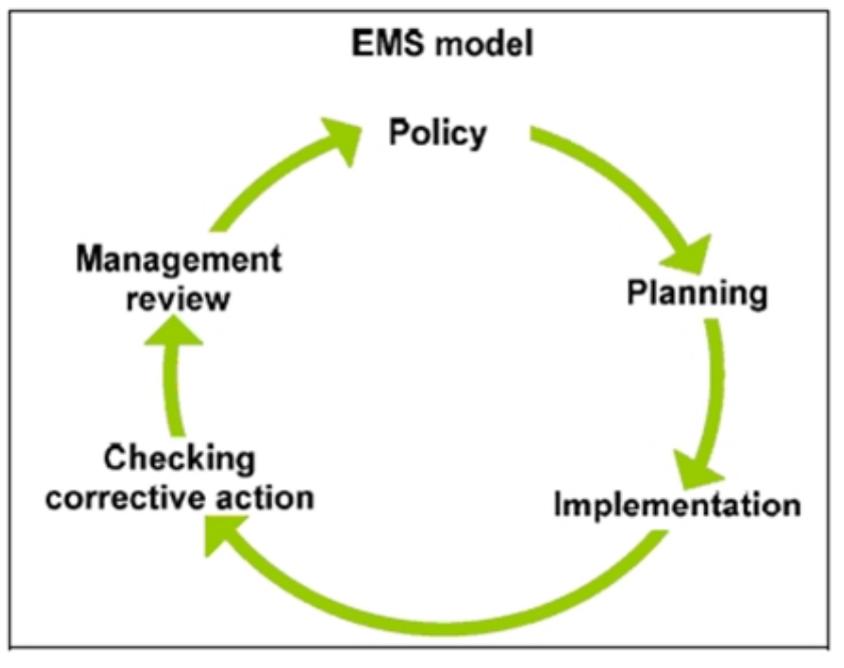


Abbildung 2.16: Kontinuierliche Verbesserung in einem UMS-Modell

Ein UMS kann ein standardisiertes oder nicht standardisiertes („kundenspezifisches“) System sein. Die Umsetzung und Einhaltung eines international anerkannten standardisierten Systems wie EN ISO 14001:2004 kann für eine höhere Glaubwürdigkeit des UMS sorgen, insbesondere wenn das System einer ordnungsgemäß ausgeführten externen Prüfung unterzogen wird. Die Teilnahme an EMAS verleiht zusätzliche Glaubwürdigkeit durch die Interaktion mit der Öffentlichkeit über Umwelterklärungen und einem Mechanismus zur Gewährleistung, dass die geltenden Umweltregelungen eingehalten werden. Nicht standardisierte Systeme können jedoch grundsätzlich ebenso wirkungsvoll sein, sofern sie auf geeignete Weise konzipiert und umgesetzt werden.

Während sowohl standardisierte Systeme (EN ISO 14001:2004 oder EMAS) als auch nicht standardisierte System grundsätzlich für **Organisationen** angewendet werden, basiert dieses Dokument auf einem engeren Ansatz, bei dem nicht alle Maßnahmen einer Organisation berücksichtigt werden, z. B. in Bezug auf deren Produkte und Dienstleistungen, da die Richtlinie nur Regelungen für **Anlagen/Fabriken** enthält.

Ein UMS kann folgende Bestandteile umfassen:

-
1. Verpflichtung der Unternehmensleitung, einschließlich der Führungskräfte; Festlegung einer Umweltpolitik, die eine Verpflichtung zur ständigen Verbesserung der Anlage durch die Unternehmensführung enthält;
 2. Planen und Einführen der erforderlichen Verfahren, Zielsetzungen und Einzelziele in Verbindung mit der Finanzplanung und Investitionen;
 3. Einführung von Verfahren unter besonderer Berücksichtigung folgender Punkte:
 - (a) Struktur und Verantwortung
 - (b) Schulung, Bewusstsein und Kompetenz
 - (c) Kommunikation
 - (d) Mitarbeiterbeteiligung
 - (e) Dokumentation
 - (f) Wirksame Prozesskontrolle
 - (g) Wartungsprogramme
 - (h) Notfallvorsorge und Gefahrenabwehr
 - (i) Sicherstellung der Einhaltung der Umweltvorschriften;
 4. Überprüfen der Umweltleistung und Ergreifen von Korrekturmaßnahmen unter besonderer Berücksichtigung folgender Punkte:
 - (a) Überwachung und Messung (siehe auch Merkblatt über Allgemeine Überwachungsgrundsätze) [269, COM 2003].
 - (b) Korrektur- und Vorbeugungsmaßnahmen
 - (c) Führen von Aufzeichnungen
 - (d) Unabhängige (sofern umsetzbar) interne und externe Prüfung, um festzustellen, ob das UMS die vorgesehenen Regelungen erfüllt und ordnungsgemäß verwirklicht wurde und aufrechterhalten wird;
 5. Bewertung des UMS und dessen fortdauernde Eignung, Angemessenheit und Wirksamkeit durch Führungskräfte;
 6. Verfolgen der Entwicklung sauberer Technologien;
 7. Berücksichtigung der Umweltauswirkungen durch die letztendliche Außerbetriebnahme der Anlage bei der Konzipierung einer neuen Anlage und im Verlauf ihrer gesamten Lebensdauer;
 8. Anwendung sektorbezogener Benchmarks in regelmäßigen Abständen.

Erreichter Umweltnutzen

Ein UMS fördert und unterstützt die ständige Verbesserung der Umweltleistung der Anlage. Wenn die Anlage bereits über eine gute Gesamtumweltleistung verfügt, hilft ein UMS dem Betreiber dabei, das hohe Leistungsniveau aufrechtzuerhalten.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die europäische Papierindustrie hat sich über CEPI verpflichtet, das Ziel der Einführung zertifizierter Umweltmanagementsysteme zu verwirklichen (EMS/ISO 14001).

Medienübergreifende Auswirkungen

Es wurden keine medienübergreifenden Auswirkungen berichtet. Die systematische Analyse der anfänglichen Umweltauswirkungen und des Verbesserungspotenzials im Rahmen des UMS bildet die Grundlage zur Bewertung der besten Lösungen für alle Umweltmedien.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die vorstehend beschriebenen Bestandteile können gewöhnlich in allen Anlagen im Geltungsbereich dieses Dokuments angewendet werden. Der Umfang (z. B. Detailtiefe) und die Art des UMS (z. B. standardisiert oder nicht standardisiert) hängen mit der Art, der Größe und der Komplexität der Anlage und dem Bereich der Umweltauswirkungen, die dieses mit sich bringen kann, zusammen.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Genauere Angaben zu den Kosten und wirtschaftlichen Vorteilen der Einführung und Aufrechterhaltung eines sorgfältigen UMS sind schwierig. Durch die Verwendung eines UMS ergeben sich ebenfalls wirtschaftliche Vorteile, die sich von Sektor zu Sektor stark unterscheiden. Externe Kosten im Zusammenhang mit der Überprüfung des Systems können auf Basis der Richtlinien, die vom International Accreditation Forum herausgegeben wurden, geschätzt werden [31, IAF 2010].

Wichtiger Grund für die Einführung

Wichtige Gründe für die Einführung eines UMS sind unter anderem:

- Verbesserte Umweltleistung
- Bessere Einblicke in die Umweltaspekte des Unternehmens, die genutzt werden können, um die Umwelanforderungen von Kunden, Aufsichtsbehörden, Banken, Versicherungsunternehmen oder anderen Interessengruppen (z. B. Menschen, die im Umfeld der Anlage leben oder arbeiten) zu erfüllen
- Bessere Grundlage für Entscheidungsprozesse
- Verbesserte Motivation des Personals (z. B. Führungskräfte können darauf vertrauen, dass die Umweltauswirkungen kontrolliert werden und die Mitarbeiter darauf, dass sie für ein ökologisch verantwortliches Unternehmen arbeiten)
- Zusätzliche Möglichkeiten zur Senkung der Betriebskosten und Verbesserung der Produktqualität
- Verbessertes Image des Unternehmens
- Geringere Haftpflicht- und Versicherungskosten sowie Kosten durch die Nichteinhaltung von Vorschriften

Anlagenbeispiele

UMS werden in einer Reihe von Anlagen in der gesamten EU angewendet. 83 % der Zellstoff- und Papierfabriken in der EU haben ein UMS eingeführt. 2010 wurden in Europa in 469 Zellstoff- und Papierfabriken (76 % aller Fabriken) Umweltmanagementsysteme zertifiziert, *Quelle: CEPI*. In Spanien wurde beispielsweise 94 % der Gesamtproduktion an Faserstoff und Papier von UMS-zertifizierten Fabriken hergestellt (*Quelle: ASPAPEL: Aktualisierung Nachhaltigkeitsbericht 2009*).

Referenzliteratur

EMAS-Verordnung (EG) Nr. 1221/2009: [83, Reg. 1221/2009]; EMAS-Website der GD Umwelt: [30, DG Environment 2010]; EN ISO 14001: 2004: Website Normen der Familie ISO 14000;

[29, ISO 2004]; Technischer Ausschuss ISO 14000: [25, ISO 2010]; [79, Dyllick and Hamschmidt 2000], [82, Clausen J., M. Keil and M. Jungwirth 2002].

2.9.2 Handhabung und Lagerung von Rohstoffen

2.9.2.1 Verminderung von Emissionen aus der Holzaufbereitung

Beschreibung

Die wichtigsten Umweltaspekte in Bezug auf die Holzaufbereitung sowie Maßnahmen zur Reduzierung der Auswirkungen sind in Tabelle 2.20 aufgeführt. Die Abwassereinleitungen durch die Holzaufbereitung stammen aus der Entrindungsstrommel sowie vom Besprühen der Holzstöbe mit Wasser. Der Abwasseranfall aus der Entrindung kann durch die Anwendung der Trockenentrindung (siehe Abschnitt 2.9.2.2) minimiert werden. Beim Besprühen der Holzstöbe sollte die Wassermenge minimiert werden, indem die Umgebungstemperatur und Feuchtigkeit so eingestellt werden, dass sie der Wasserverdunstung von den Stößen entsprechen. Eine Verunreinigung des Bodens und des Grundwassers sollte durch eine Pflasterung der Holzplatzfläche (insbesondere der zur Lagerung der Hackschnitzel genutzten Flächen) und die Verwendung von Wassersammelsystemen vermieden werden. Die weitere Behandlung

verschmutzten Wassers kann erforderlich sein, währen nicht verschmutztes Wasser unter Umständen keine Behandlung erfordert.

Eine gewisse Staubbildung aus Holzfragmenten durch die Hackschnitzel und Hackschnitzelhaufen sowie durch den Holzplatzbereich selbst ist unvermeidlich. Dies ist normalerweise ein örtlich sehr begrenztes Problem und hat selten Folgen außerhalb des Fabrikstandorts. Holz- und Hackschnitzelhaufen geben flüchtige organische Verbindungen (VOC) ab, die von den extraktiven Stoffen stammen. In der Praxis werden keine Maßnahmen zur Minderung von VOC angewendet.

Tabelle 2.20: Umweltaspekte und Maßnahmen zur Verringerung der Umweltauswirkungen der Holzaufbereitung

Umweltaspekt	Maßnahmen/Techniken
Abwassereinleitungen in Gewässer	Abwasser durch Trockenentrindung minimieren, Rindenpressenfiltrat in den Sulfatzellstoffprozess zurückführen, Abscheidung von Feststoffen im Holzplatzabwasser vor der zweiten Reinigungsstufe oder Flockung organisieren. Beim Besprühen von Holzstoen mit Wasser sollte der Volumenstrom kontrolliert werden, um das Ablaufwasser zu minimieren; Wassersammelsysteme für Holzspruhwasser auf dem Holzplatz verhindern die Freisetzung organischer Stoffe (CSB, Toxizität).
Emissionen in die Luft	Vermeidung von Staubbildung und Verwehungen vom Holzplatzbereich und den Hackschnitzelhaufen.
Fester Abfall	Rinde und Holzrückstände sind mit Sand und Steinen verunreinigt. Dies ist durch eine saubere Handhabung zu minimieren. Rinde und Feinstoffe zurückgewinnen.
Energieverbrauch	Rinde und Holzfragmente als Brennstoff verwenden oder deren Verwendung zur Energierückgewinnung vorbereiten. Durch Pressen und Trocknen sollte ein hoher Trockensubstanzgehalt angestrebt werden, um den Heizwert zu erhöhen.
Lärm	Geeigneter Aufbau und geeignete Lage des Holzplatzes. Entrindungsstrommeln, Hackmaschinen und Hackschnitzelsortiermaschinen möglichst im Innenbereich aufstellen. Verwendung von geräuscharmen LKWs und Förderbändern.

Rinde und Holzrückstände vom Holzplatz sollten so trocken und unverschmutzt wie möglich gesammelt werden, damit sie als Brennstoff in einem Rinden- oder Biobrennstoffkessel in der Fabrik oder in einem Kessel mit Warmerruckgewinnung außerhalb der Fabrik verwendet werden können. Trotz sorgfältiger Handhabung ist es unvermeidlich, dass ein gewisser Teil des Materials mit Sand und Steinen verunreinigt wird. Dieses Material kann oft zur Bodenverbesserung verwendet werden.

Der wichtigste energiebezogene Aspekt bei der Holzaufbereitung besteht darin, die verfügbare Restbiomasse (Rinde, Holzrückstände) so effizient wie möglich zur Energieerzeugung zu nutzen. Geeignete Kesseltypen und die Umweltmanahmen werden im Abschnitt zur Dampf- und Stromerzeugung erörtert (siehe Abschnitt 2.6).

Der Stromverbrauch für den Holzplatz beträgt gewöhnlich ungefähr 10 kWh/m^3 festen verarbeiteten Holzes ohne Rinde. Das ergibt ungefähr 25 kWh/Tonne Faserstoff bei einer Holzstofffabrik und weniger als 60 kWh/Tonne bei einer Zellstofffabrik. Damit der Stromverbrauch niedrig bleibt sollte eine geeignete Dimensionierung der Elektromotoren und Motorsteuerungen angewendet werden. Förderbänder stellen eine energiesparende Alternative für die Hackschnitzelbeforderung auf dem Holzplatz dar.

Es gibt mehrere Quellen für relativ hohe Lärmpegel im Holzplatzgebiet, wie z. B. die Entrindungsstrommel und die Hackmaschine(n). Methoden zur Lärmminderung (siehe auch Abschnitt 2.9.13) bestehen hauptsächlich darin, diese Anlagen in Gebäuden unterzubringen oder Schallschutzwände zu errichten. LKWs, die zum Entladen und Transportieren von Holzprugeln und

Hackschnitzeln verwendet werden, sind an sich schon lärmintensiv. Zusätzlicher Lärm in Form von Impulsschall wird erzeugt, wenn Holzprügel auf Haufen oder Nehmertische fallen. Anzuwendende Maßnahmen umfassen den Kauf von geräuscharmen LKWs und Schulungen in einer „sanften“ Fahrweise. Schallschutzwände können ebenfalls zur Abschirmung von Nehmertischen in Betracht gezogen werden.

Erreichter Umweltnutzen

Geringere Emissionen in Gewässer und Luft, Lärminderung, Energieeinsparungen.

Umwelleistung und Betriebsdaten

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die Technik wirkt sich hauptsächlich positiv aus, da sie die Verschmutzung aller Medien verhindert.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Maßnahmen/Techniken können in allen Fabriken angewendet werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Anlagenbeispiele

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Referenzliteratur

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

2.9.2.2 Trockenentrindung

Beschreibung

Die bei der Holzaufbereitung abgeleiteten organischen Verbindungen und abfiltrierbaren Stoffe sowie der Wasserverbrauch können mittels Trockenentrindung verringert werden. Bei der Nassentrindung werden 3 bis 10 m³ Wasser pro Tonne Faserstoff eingeleitet. Aus der Rinde werden dabei organische Stoffe wie Harzsäuren, Fettsäuren etc. und hochfarbige Verbindungen herausgelöst und gelangen so in diesen Abwasserstrom.

Bei der Trockenentrindung wird Prozesswasser nur für die Wäsche und Enteisung der Prügel verwendet (unter kalten klimatischen Bedingungen wird zum Auftauen des Holzes Wasser oder Dampf eingesetzt) und mit einem Minimum an Abwasseranfall und Abwasserbelastung in wirksamer Art und Weise rückgeführt. Die Trockenentrindung ergibt Rinde mit einem niedrigeren Wassergehalt, was zu einer besseren Energiebilanz der Fabrik führt. Für die Entrindung wird weniger Wasser benötigt und die Menge an gelösten organischen Stoffen wird reduziert. Am Zulauf der Entrindungsstrommel wird Sprühwasser verwendet, um die Staubemissionen zu verringern. Die unbehandelten Abwässer einer Entrindungsanlage sind für aquatische Organismen giftig. Die biologische Behandlung hat sich als sehr wirksam für die Elimination der Toxizität erwiesen. Die CSB- und BSB-Fracht wird im Vergleich zur Nassentrindung wesentlich verringert (siehe Tabelle 2.21).

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung des Wasserverbrauchs und der Emissionen organischer Stoffe.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Mit der Trockenentrindung werden für die meisten Holzarten und für alle Produkttypen sehr zufriedenstellende Entrindungsergebnisse erzielt. Die Entrindung bestimmter Eukalyptusarten kann unmöglich sein, wenn die Holzprügel nach dem Fällen gelagert wurden (die Probleme bestehen jedoch gleichermaßen bei Trocken- oder Nassentrindung).

Bei der Trockenentrindung liegt die Abwassermenge aus der Holzbehandlung gewöhnlich im Bereich 0,5 – 2,5 m³/Tonne lutro. Durch eine verstärkte interne Wasserkreislaufführung wird eine Verminderung des Abwasseranfalls erreicht. Beim Wechsel von Nassentrindung zu Trockenentrindung reduziert sich der Abwasseranfall oft um 5 - 10 m³/Tonne lutro. Mit der Trockenentrindung kann die gesamte CSB-Fracht um bis zu 10 % reduziert werden. Typische Abwassermengen und Frachten aus der Trockenentrindung sind in Tabelle 2.21 zusammengestellt. Dabei ist zu beachten, dass sich die Zahlen auf die Zellstoffherstellung beziehen. Die Zahlen pro Tonne Produkt werden bei der Herstellung von Holzstoff ungefähr halbiert, da bei Holzstoff aus Weichholz (Fichte) eine höhere Ausbeute erreicht wird (> 90 – 95 %) als bei gebleichtem nordischem Weichholz (44 – 46 %) und Hartholz (47 – 49 %). Mit Eukalyptus (*Eucalyptus globulus*) wird eine Ausbeute von circa 51 – 54 % erzielt.

Tabelle 2.21: Schmutzfracht von Abwasser aus der Nass- und Trockenentrindung vor der biologischen Behandlung

Entrindungs- technik	Abwasser- volumenstrom (m ³ /t Faserstoff)	BSB ₅ (kg/t Faserstoff)	CSB (kg/t Faserstoff)	Tot-P (g/t Faserstoff)
Nassentrindung und Rindenpresse	3 – 10	5 – 15	20 – 30	25 – 35
Trockenentrindung und Rindenpresse	0,5 – 2,5	0,5 – 2,5	1 – 10	10 – 20

Anmerkung:
BSB₇ wurde entsprechend dem Vorschlag in dem nachstehend angeführten Bericht mithilfe der Formel $BSB_7/1,16 = BSB_5$ umgerechnet; die Angabe für die Schmutzkonzentration in kg/m³ Holz wurde basierend auf einem typischen spezifischen Holzverbrauch von 5 m³ Holz/t Faserstoff in die Schmutzfracht kg/t Faserstoff umgerechnet. Der Wert von 5 m³ Holz/Tonne lutro basiert auf der Herstellung von Zellstoff; die Herstellung von Holzstoff/semimechanische Herstellung von Faserstoff weist einen wesentlich niedrigeren Holzverbrauch auf.
Quelle: [1. Finnish BAT Report 1997] und Daten aus der Datei ÅF Engineering (2009).

Medienübergreifende Auswirkungen

Der Energieverbrauch für die Entrindung kann wegen der Nutzung der Entrindungstrommel im Trockenentrindungsbetrieb steigen. Dies wird vollständig dadurch ausgeglichen, dass beträchtliche Energiemengen gewonnen werden, wenn die Rinde dank ihres niedrigeren Wassergehalts durch die Trockenentrindung als Hilfsbrennstoff eingesetzt wird. Eine höhere Energieeffizienz im Rindenkessel führt zu einer Verringerung der Emissionen pro MJ erzeugter Energie.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Trockenentrindung kann sowohl in neuen als auch in bestehenden Fabriken und für die meisten Entrindungszwecke (Weichhölzer, Harthölzer) sowie für alle Aufschlussprozesse (Herstellung von Holzstoff, Herstellung von Zellstoff etc.) angewendet werden. Trockenentrindungsmaschinen dominieren bereits in der Branche und die nassen Systeme werden nach und nach ersetzt. Neue Fabriken wenden nahezu ausschließlich die Trockenentrindung an und eine zunehmende Zahl der bestehenden Fabriken benutzt diese Technik ebenso. Aus Qualitätsgründen kann die Nassentrindung jedoch bei der Herstellung von TCF-gebleichten Sulfitzellstoffen mit hohem Weißgrad erforderlich sein.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Kosten einer Trommelentrindungsmaschine in Trockenfahrweise sollten sich nicht beträchtlich von einem Nasssystem unterscheiden. Für eine Kapazität von circa 1 300 Tonnen Sulfitzellstoff lufttrocken pro Tag betragen die üblichen Investitionskosten für ein komplett neues

Trockenentrindungssystem von der Holzprügelzufuhr bis zu den Förderbändern (einschließlich Hackmaschine und zugehörige Förderer) ungefähr 15 Millionen Euro (Daten aus der Datei ÅF Engineering (2009)).

Die Umrüstung eines bestehenden Nassentrindungssystems auf ein Trockenentrindungssystem kostet 4 - 6 Mio. EUR. Diese Kosten schließen Maschinenteile und den Umbau mit ein. Die Kosten für mögliche anlagenspezifische Anforderungen, wie neue Gebäude, spezielle Lärminderungsmaßnahmen oder ähnliches, sind darin nicht enthalten, können die Kosten aber weiter erhöhen. Die Betriebskosten liegen bei 250 000 – 350 000 Euro pro Jahr, können aber in beiden Fällen beträchtliche Investitionen in Maschinen beinhalten.

Wichtiger Grund für die Einführung

Durch die Trockenentrindung wird die Fracht an abfiltrierbaren Stoffen, BSB und CSB verringert und sie trägt dazu bei die Menge an aus der Rinde herausgelösten organischen Stoffen wie Harzsäuren und Fettsäuren in den Abwasserströmen zu vermindern. Einige dieser Stoffe werden als giftig für Wasserorganismen angesehen. Diese Maßnahme erhöht auch die Energieausbeute.

Anlagenbeispiele

Die meisten Anlagen in Europa.

Referenzliteratur

[1, Finnish BAT Report 1997], [75, Pöyry 1997], [130, SEPA report 1997].

2.9.2.3 Sichere Lagerung und Handhabung von Grundchemikalien und chemischen Zusatzstoffen

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Viele der in Zellstoff- und Papierfabriken verwendeten Chemikalien und chemischen Zusatzstoffe gelten bei Freisetzung in konzentrierter Form als wassergefährdend. Die Kontrolle der Transport-, Entlade- und Lagerkette im Verfahren ist wesentlich, um die Gefahren für das Personal und die Umwelt zu minimieren. Nachstehend sind allgemeine Richtlinien aufgeführt.

- Fahrer, die für Chemikalienlieferungen verantwortlich sind, sollten eine geeignete (zertifizierte) Schulung zur ordnungsgemäßen Durchführung der Be- und Entladung der Fracht durchlaufen haben. Sie sollten außerdem in Bezug auf alle geltenden Notfallverfahren geschult sein.
 - Bevor die Zufahrt auf das Fabrikgelände für einen LKW oder ein Schienenfahrzeug freigegeben wird, sollte der Verantwortliche in der Fabrik informiert werden und gegebenenfalls sollte der Transport zur richtigen Entladestelle geleitet werden.
 - Öffnungen für Chemikalienladetanks auf dem Fabrikgelände sollten unverwechselbar und/oder eindeutig gekennzeichnet sein, um die Befüllung eines Tanks mit der „falschen“ Chemikalie zu vermeiden.
 - Be- und Entladebereiche für Chemikalien sollten mit undurchlässigen Oberflächen versehen sein, so dass verschüttete oder ausgelaufene Chemikalien wieder aufgenommen oder anderweitig behandelt werden können.
 - Chemikalien sollten derart gelagert, transportiert und verwendet werden, dass das Entweichen eventueller Leckagen oder Verschüttungen und die Verschmutzung des Bodens, von Oberflächenwasser oder Grundwasser verhindert wird.
 - Chemikalienbehälter sollten sich auf undurchlässigen Oberflächen und innerhalb von Tankwällen befinden oder mit ähnlichen Sicherungsvorrichtungen ausgestattet sein (z. B. doppelwandige Tanks), die über ein ausreichendes Fassungsvermögen verfügen, um den Inhalt des größten Behälters sowie einen sinnvollen Anteil des Inhalts der anderen Behälter innerhalb des entsprechenden Tankwalls aufzunehmen. Sammelkammern dürfen keine Ableitungsöffnungen aufweisen.
-

-
- Tanks für Chemikalien sollten mit Überfüllalarmen ausgerüstet sein.
 - Leckagen aus allen Teilen der Anlage, die in Kontakt mit gefährlichen Stoffen kommen, sollten schnell und zuverlässig festgestellt werden (Leckanzeiger).
 - Tanks, Behälter, Rohrleitungen und Rohrleitungsbrücken für Chemikalien sollten eindeutig gekennzeichnet sein und durch geeignete Schutzvorkehrungen vor Beschädigungen durch Fahrzeuge geschützt werden.
 - Für den Umgang mit potentiell gefährlichen Stoffen sollte speziell dafür ausgebildetes Personal verantwortlich sein; es sollten regelmäßige Kontrollen und Wartungsmaßnahmen der Tanks, Rohrleitungen und Dosiersysteme ausgeführt werden.
 - Betriebsanweisungen, einschließlich Überwachungs-, Wartungs- und Alarmplänen sollten erstellt und eingehalten werden.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die vorstehend beschriebenen Richtlinien für die sichere Lagerung und Handhabung von Grundchemikalien und chemischen Zusatzstoffen werden in Zellstoff- und Papierfabriken gewöhnlich angewendet. Wenn bei Bewertungen der Umweltrisiken und Umweltmanagementprüfungen Mängel festgestellt werden, müssen die Korrekturmaßnahmen so schnell wie möglich umgesetzt werden.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die Technik wirkt sich positiv aus, da sie die Verschmutzung aller Medien verhindert.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Maßnahmen/Techniken können in neuen und bestehenden Fabriken angewendet werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt. Kostenangaben werden fallspezifisch betrachtet.

Wichtiger Grund für die Einführung

Gesetzliche Anforderungen.

Beispielanlagen und Referenzliteratur

Die meisten Zellstoff- und Papierfabriken in Europa haben Maßnahmen zur Vermeidung der Freisetzung von Chemikalien in konzentrierter Form in Boden und Wasser eingeführt.

2.9.2.4 Umweltbewertungssystem für Chemikalien

Beschreibung

Um mögliche negative Umweltauswirkungen zu vermeiden und zu verringern und um das Risiko unbeabsichtigter oder normaler gefährlicher Freisetzungen in die Umwelt zu minimieren, sollten alle Arten von in Zellstoff- und Papierverfahren verwendeten Chemikalien regelmäßig überprüft und wenn möglich, durch Chemikalien ersetzt werden, die sicherer für die Umwelt sind. Sie sollten richtig, d. h. in der niedrigstmöglichen Menge verwendet werden. Bei einer Reihe von Fabriken wurde eine Gruppe zur Umweltbewertung von Chemikalien eingerichtet, die dafür verantwortlich ist, die aktuelle Verwendung von Chemikalien zu bewerten und potentiell gefährliche Chemikalien, wenn möglich durch Substanzen zu ersetzen, die sicherer für die Umwelt sind. Eine derartige Gruppe besteht normalerweise aus fachlich kompetenten Vertretern der verschiedenen Abteilungen der Fabrik einschließlich der Logistik sowie Gesundheitsschutz- und Sicherheitsfunktionen. Die Vertreter haben gewöhnlich eine Schulung zur Verwendung und Auslegung der verfügbaren Umweltdatenbanken erhalten. Die Gruppe ist dafür verantwortlich, eine aktuelle Dokumentation zu führen, in der die in der Fabrik verwendeten Chemikalien und die entsprechenden Mengen festgehalten sind. Der Zuständigkeitsbereich der Gruppe umfasst oft auch die Zusammenstellung von Informationen zur Chemikaliennutzung in der Fabrik für die Berichterstattung an die zuständigen nationalen Behörden sowie Aufgaben im Rahmen von REACH. Eine andere Hauptaufgabe ist die regelmäßige Überprüfung der aktuell verwendeten Chemikalien und das Vorschlagen von Ersatzmöglichkeiten wenn umweltschonendere Alternativen gefunden werden

können. Alle neuen Chemikalien, die in der Fabrik verwendet werden sollen, werden von der Expertengruppe auf Umweltrisiken sowie andere Gefahren geprüft, bevor sie zur Verwendung freigegeben werden. Einer solchen Gruppe können auch weitere Aufgaben zugewiesen werden, wie z. B. sicherzustellen, dass die gegebenenfalls zu beachtenden Anforderungen der Seveso-Richtlinie erfüllt werden. Gegebenenfalls sind auch Anforderungen zu berücksichtigen, die den Kontakt des hergestellten Papiers mit Lebensmitteln betreffen. Weitere Aufgaben der Expertengruppe können das Testen und Bewerten des Verbleibs der chemischen Zusatzstoffe im Abwasserbehandlungssystem (Absorption, Elimination, biologische Abbaubarkeit in Abwasserbehandlungsanlagen) sowie das Sicherstellen, dass keine allgemein als kritisch bekannten Stoffe, z. B. besonders besorgniserregende Stoffe (SVHC), vorhanden sind, darstellen. Ein wesentliches Element für die Arbeit der Gruppe zur Umweltbewertung von Chemikalien stellt der Zugang zu zuverlässigen und aktuellen Umweltdaten zu Chemikalien dar. Informationen von REACH, anderen Datenbanken und Datenblättern von Chemikalien stellen somit wichtige Quellen dar. Ein praktisch umsetzbares Verfahren für die Einrichtung eines erfolgreichen Bewertungssystems kann darin bestehen, speziell verantwortliche Fachleute zu beauftragen, z. B. Chemiker/Spezialisten für die Lagerung und den Gewässerschutz, Verantwortliche für Aspekte in Bezug auf den Lebensmittelkontakt, Sicherheitsbeauftragte für Arbeitsschutz und Sicherheit oder Experten für Umweltzeichen. Jeder dieser Beauftragten muss sich mit den Fragen befassen, die sich aus der Verwendung bestimmter Chemikalien ergeben. Das gesamte Verfahren kann verschiedene Vorteile für das Unternehmen bieten und sollte dokumentiert werden.

Erreichter Umweltnutzen

Minimieren der Gefahr unerwünschter Freisetzungen aller Arten von bei Zellstoff- und Papierverfahren verwendeten Chemikalien in die Umwelt. Durch die regelmäßige Überprüfung der verwendeten Chemikalien und, wenn möglich, deren Ersetzung durch Chemikalien, die sicherer für die Umwelt sind, sowie durch die ordnungsgemäße Anwendung dieser Chemikalien (d. h. in der geringstmöglichen Menge) wird die Freisetzung potentiell schädlicher Stoffe in die Umwelt verringert.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Ein verbreitetes Instrument für Zellstoff- und Papierfabriken in Europa ist die Verwendung von Chemikaliendatenbanken, die Zugriff auf umweltrelevante Informationen zu Chemikalien bieten und die Arbeit der Bewertungsgruppe erleichtern. Diese Datenbanken stehen den Kunden online zur Verfügung und enthalten beispielsweise im Fall einer schwedischen Datenbank Informationen zu mehr als 17 000 chemischen Produkten und 8 000 chemischen Stoffen. Diese Datenbank enthält ein modernes Modell zur Risikobewertung und unterstützt die Berichterstattung gemäß der REACH- und CLP-Verordnung. Sie enthält außerdem Informationen zu den physikalischen und chemischen Eigenschaften von Chemikalien sowie umfassende Informationen zu den gesundheitlichen und umweltbezogenen Auswirkungen chemischer Produkte und ihrer Bestandteile. Die Chemikaliendatenbank ist besonders nützlich, um potentiell gefährliche Chemikalien zu ersetzen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine negativen Aspekte.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Diese Technik ist sowohl für neue als auch bestehende Fabriken anwendbar. Das System kann von allen Papierfabriken angewendet werden, die größere Mengen von chemischen Produkten verwenden. Dies ist für einige Spezialpapierfabriken relevant; für die Herstellung von großen Mengen einer Standardpapiersorte wie Zeitungsdruckpapier oder Wellenpapier wird eine geringere Anzahl an chemischen Zusatzstoffen benötigt, diese jedoch in größeren Mengen, was die Einführung eines derartigen Systems rechtfertigen kann. Der Umfang und die Komplexität der Expertengruppe für die Chemikalienbewertung hängt von der Größe der Fabrik und der Menge und der Art der verwendeten chemischen Zusatzstoffe ab.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Der Aufwand, der für eine Gruppe zur Chemikalienbewertung erforderlich ist, hängt von der Komplexität der Fabrik und der Anzahl der verwendeten Chemikalien ab. Im Mittel ist ein

Mitarbeiter pro Jahr und Fabrik erforderlich. Zusätzlich sind gewöhnlich noch mehrere andere Personen beteiligt. Für Datenblätter, Abonnements von Datenbanken etc. sollte ein Kassenbudget vorliegen. Diese Kosten fallen gewöhnlich zur Erfüllung der REACH-Verordnung sowieso an. Durch Auswahl einer geeigneten Gruppengröße sollte der Aufwand für die meisten Fabriken sinnvoll sein.

Wichtiger Grund für die Einführung

Verantwortungsvolle Verwendung gefährlicher Stoffe. Gesetzliche Vorschriften auf europäischer und nationaler Ebene.

Anlagenbeispiele

Chemikalien-Datenbanken sind gebräuchliche Instrumente in der Zellstoff- und Papierindustrie. Viele Fabriken wenden seit mehreren Jahren erfolgreich ein Umweltbewertungssystem für Chemikalien an.

Substitution von potenziell schädlichen Stoffen durch weniger schädliche Alternativen

Beschreibung

In der Papierindustrie ist das Wasser letztlich das Medium, in das die meisten freigesetzten Stoffe gelangen können, da die Zusatzstoffe normalerweise der wässrigen Faser-Füllstoff-Suspension zugegeben werden und anschließend entweder im Papier verbleiben oder ins Kreislaufwasser gelangen. Emissionen in die Luft sind von geringerer Bedeutung und der Boden kann durch die Abfallbeseitigung (Kompostierung, Einsatz von Papierschlamm in der Landwirtschaft, Deponierung) beeinträchtigt werden. Die zu erwartende Ableitung von Zusatzstoffen mit dem Abwasser hängt direkt mit der Retention dieser Chemikalien im Papierprodukt, mit der Abbaubarkeit der Stoffe und mit der Rückhaltung in der Abfallbehandlungsanlage zusammen. Je höher die Retention, umso niedriger ist die Ableitung mit dem Abwasser und umso niedriger ist die potenzielle Umweltwirkung der eingesetzten Zusatzstoffe. Im Falle von Produkthilfsmitteln ist aus wirtschaftlicher (Verlust an Zusatzstoffen) und aus ökologischer Sicht ein maximaler Retentionsgrad wünschenswert. Da die Produkthilfsmittel dazu konzipiert sind, dem Papier bestimmte Eigenschaften zu verleihen, weisen sie aus Kosten- und Effizienzgründen grundsätzlich ein relativ hohes Retentionsniveau in den Cellulosefasern auf. Prozesshilfsmittel werden normalerweise nicht im gleichen Ausmaß zurückgehalten, da sie ihre Wirkung in den Wasserkreisläufen der Zellstoff- und Papierfabriken entfalten sollen. Ein großer Teil wird mit dem Abwasser abgeleitet. Außerdem ist anzumerken, dass der Ausschuss normalerweise wieder aufgeschlossen wird, so dass einige der Zusatzstoffe in den Wasserkreislauf zurückgeführt werden. Das Wissen über die Retention der Zusatzstoffe ist deshalb wichtig. Auf der anderen Seite ist es entscheidend, die Abbaubarkeit eines Stoffes zu kennen, um die Gefahr einer Akkumulation des betreffenden Stoffes in der Umwelt und in Organismen zu vermeiden. Einige Wasserbehörden wenden sowohl die Retentionsfaktoren als auch die biologische Abbaubarkeit der Stoffe für die Bewertung und zur Minimierung des Beitrages der Zusatzstoffe zur CSB- Belastung des Abwassers nach Behandlung an. In Deutschland hat beispielsweise die Anwendung der in Abbildung 2.17 dargestellten Methode zu einem reduzierten Einsatz und/oder der Substitution von einigen Zusatzstoffen geführt, die für einen beträchtlichen Anteil an der CSB- Belastung nach der Behandlung verantwortlich waren (Substitutionsprinzip). Außerdem musste die Fabrik berichten, wie und warum verschiedene Chemikalien verwendet wurden.

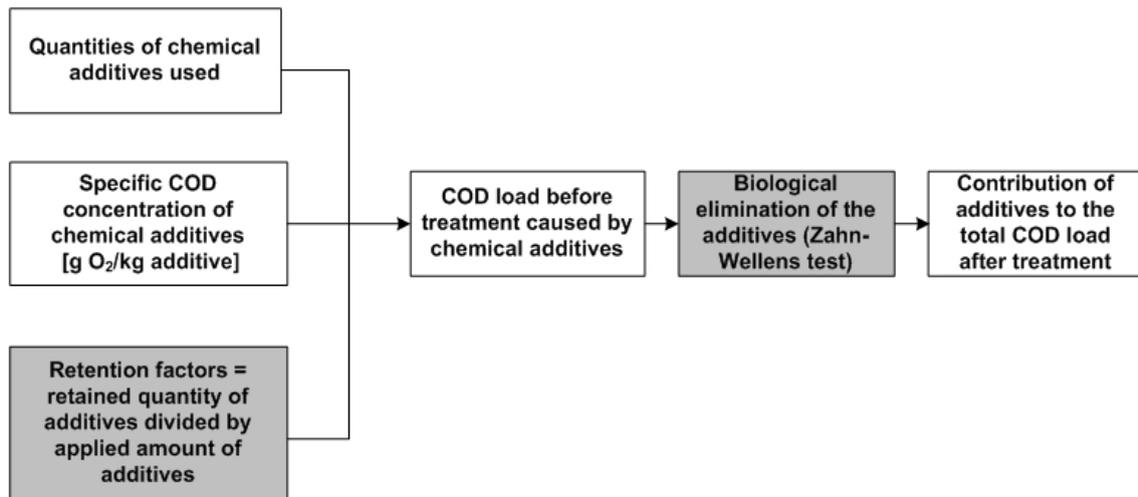


Abbildung 2.17: Pragmatischer Ansatz für die Bewertung der Menge an biologisch schwer abbaubaren Zusatzstoffen, die im Abwasser aus Papierfabriken nach der Behandlung zu erwarten sind

Neben einem allgemeinen Ansatz zur Verringerung der Freisetzung von chemischen Zusatzstoffen in das Wasser kann es aus Umweltsicht einige Möglichkeiten zur Substitution geben. Dies könnte besonders der Fall sein, wenn Chemikalien als gefährlich angesehen werden und wenn es weniger gefährliche Ersatzstoffe gibt, mit denen der gleiche Zweck erreicht werden kann. Biologisch abbaubare, nicht toxische und nicht bioakkumulative Chemikalien sollten, wenn möglich, in jedem Fall bevorzugt werden. Chemikalien, die im Verdacht stehen, ein Risiko für Mensch und Umwelt darzustellen, sollten vermieden werden, z. B. die die Ozonschicht schädigen, die im Verdacht stehen, endokrine Wirkung zu haben und so genannte CMR-Stoffe (karzinogen, mutagen, reproduktionstoxisch). Organische Kohlenwasserstoffe, wie Benzol (karzinogen), Toluol (toxisch) und Xylol (toxisch) aus Lösungsmitteln und Detergenzien, die möglicherweise für die Reinigung von Sieben, Filzen und Maschinen eingesetzt werden, sollten durch Lösungsmittel ersetzt werden, die geringere toxische Effekte aufweisen. Es sind Alternativen (z. B. Ester) verfügbar, die auch zu einem gewissen Grad biologisch abbaubar sind.

Erreichter Umweltnutzen

Ein mögliches Ergebnis eines solchen Ansatzes für die Überprüfung von Zusatzstoffen könnte dem Prinzip ähneln, das in Abbildung 2.18 wiedergegebenen ist. Einige Stoffe – vor allem Prozesshilfsmittel – werden weder zurückgehalten noch biologisch abgebaut (Stoff A). In diesem Fall gelangen die angewendeten Zusatzstoffe schließlich vollständig in das aufnehmende Gewässer. Andere Stoffe werden teilweise zurückgehalten und teilweise in der Abwasserbehandlungsanlage eliminiert (Stoff B), während andere Stoffe wiederum zu nahezu 100 % zurückgehalten werden und nicht einmal die Behandlungsanlage erreichen. Es ist davon auszugehen, dass die meisten als Produkthilfsmittel verwendeten Zusatzstoffe sowohl teilweise zurückgehalten als auch zu einem bestimmten Grad in der Abwasserbehandlungsanlage eliminiert werden. Prozesshilfsmittel weisen eine niedrige Retention in den Cellulosefasern auf und es ist daher zu erwarten, dass sie letztlich ins Abwasser gelangen.

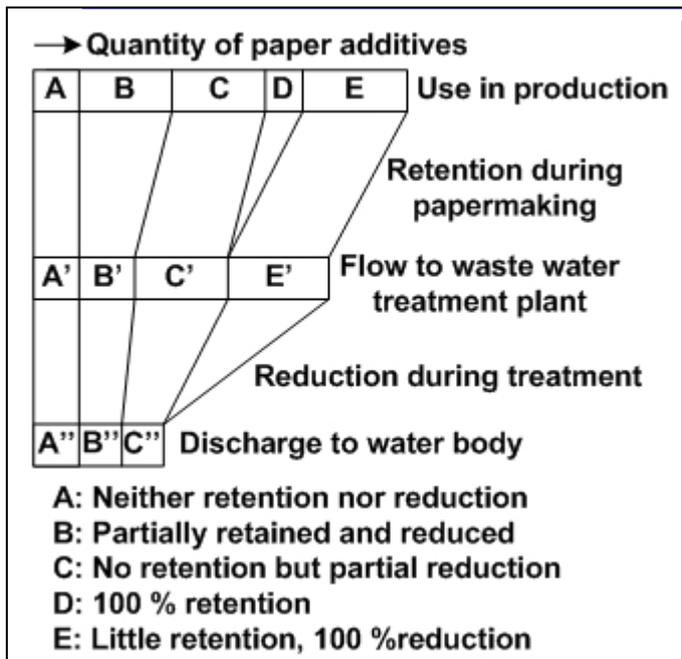


Abbildung 2.18: Schematische Darstellung des Verbleibs der chemischen Zusatzstoffe bei der Papierherstellung einschließlich der externen Behandlung

Umweltleistung und Betriebsdaten

Ein „transparentes“ Informationssystem für chemische Zusatzstoffe und Hilfsstoffe, mit dem die Hersteller, Importeure und Anwender von Chemikalien eine „Selbstbewertung“ der Chemikalien für die jeweilige Stufe des „Lebenszykluses“ durchführen können, für die sie verantwortlich sind, fehlt noch. Die relevanten Daten würden dann von einem Unternehmen zum nächsten weitergegeben, um unnötige doppelte Arbeit zu vermeiden. Einige Regierungen bieten Unterstützung und die Bewertung von Chemikalien durch Auditierungsfirmen an, andere verlangen von den Firmen mehr für die Verbesserung der „Ökoeffizienz“ der Chemikalienherstellung zu tun, indem sie weniger Ressourcen verwenden und geringere Emissionen je Mengeneinheit eines Produktes freisetzen. Ein Überblick über die Entwicklung und den gegenwärtigen Stand von ausgewählten Umweltrisikobewertungsschemata von Stoffen ist in [165, ZELLCHEMING 2008] enthalten.

Nachfolgend ist eine nicht als erschöpfend anzusehende Reihe von Beispielen für positive Erfahrungen mit der Substitution von bedenklichen Stoffen zusammengestellt.

- (a) *Verwendung biologischer Dispergiermittel anstelle von Bioziden als Schleim- und Ablagerungsbekämpfungsmittel* Beispiel: RCF NL 1. In der Fabrik wurden Biozide vollständig durch Schleimdispergiermittel zur Kontrolle von Schleimablagerungen ersetzt [89, RFC NL 1 2010].

Besondere Eigenschaften: relativ hohe Temperaturen in den Prozesswässern (bis zu 55 °C); Wasserkreisläufe und Tanks mit relativ niedrigem Volumen, so dass lange Verweildauern, die das Bakterienwachstum begünstigen, vermieden werden; größtmögliche Vermeidung toter Winkel in Wasser- und Abwassersystemen und spezifische (niedrigere) Qualitätsanforderungen für Wellpapperohrpapier auf RCF-Basis, die den Betrieb kleiner Büten ermöglichen.

Schlussfolgerung: Die Möglichkeit zur Vermeidung von Bioziden ist fabrik-/produktspezifisch. In Fabriken, deren Verfahren unter vergleichbaren Bedingungen wie vorstehend beschrieben betrieben werden, könnte dies ein bevorzugtes Produktionsverfahren darstellen. In Papierfabriken zur mikrobiologischen Ablagerungskontrolle verwendete Biozide weisen oft eine relativ schnelle Zersetzung auf,

werden in sehr niedrigen wirksamen Konzentrationen verwendet und können so nur schwer im Endabwasser nachgewiesen werden;

die biologische Abbauleistung kann jedoch beeinträchtigt sein, insbesondere wenn eine anaerobe Abwasserbehandlung durchgeführt wird.

(b) **Verwendung der katalytischen Desinfektion zur Bakterien- und Biofilmentfernung**

Beispiele: a) RCF DE 6, b) Papierfabrik Vreden GmbH, c) RCF DE 7, d) Hakle-Kimberly Deutschland GmbH [Deutsche Kommentare D 1].

Beschreibung: Unter Verwendung eines Feststoffkatalysators aus Metall und einer Wasserstoffperoxidlösung als „Aktivator“ werden Mikroorganismen durch Oxidation abgetötet. Durch die positive Ladung des Katalysators werden die negativ geladenen Mikroorganismen vom Katalysator angezogen, der den Mikroorganismen dann Elektronen entzieht und sie so teilweise zerstört. Die verbleibenden Fragmente, die als Biotenside wirken, führen zur Ablösung von Biofilmen, die im Wassersystem vorhanden sind. Diese Biofilme werden dann wiederum vom Katalysator angezogen und zerstört.

Erreichter Umweltnutzen:

- Keine Bildung von Schwefelwasserstoff oder Geruch, organischen Säuren oder anderen toxischen Produkten,
- Keine mikrobiologisch hervorgerufene Korrosion,
- Keine unerwünschten Nebenwirkungen für Menschen, die Umwelt oder Materialien,
- H₂O₂ ist wesentlich weniger gefährlich als andere Biozide.

Angaben zum Betrieb:

Die katalytische Desinfektion wird in Papierfabriken dauerhaft eingesetzt (Beispiele a) bis c), siehe Tabelle 2.22), die eine Papiererzeugung zwischen 10 und 100 kt/Jahr und geschlossene Wasserkreisläufe (Wasservolumen: 700 – 1 000 m³, CSB: 25 – 40 g/l, Frischwasser: 1 – 2 m³/t Produkt) aufweisen. Der Verbrauch von wässriger 30%-iger H₂O₂-Lösung beträgt in den ersten sechs Monaten 140 Liter pro Woche. Die abgelöste Bioschicht muss abgeschieden werden. Nach den ersten sechs Monaten beträgt der Verbrauch an Lösung nur noch 20 – 30 Liter pro Woche. Die Lösung muss nahe der Oberfläche des Katalysators zugegeben werden. Sonstige Biozide oder sonstige Biozidmethoden sind nicht erforderlich. In einem Fall konnte der Verbrauch an Flockungsmitteln halbiert werden.

Tabelle 2.22: Beispiele von Fabriken, die die katalytische Desinfektion anwenden

Anlage	RCF DE 6	Papierfabrik Vreden	RCF DE 7
Papiersorte	Karton	Papier für Wellenpapier	Papier für Wellpappe
Papiererzeugung in t/Jahr	12 500	75 000	60 000
Wassermenge in m ³	700	1 000	-
CSB in mg/l	25 000	40 000	25 000
Frischwasser-verbrauch in m ³ /h	3-4	12,5	-
Abwasser	0	0	0
H ₂ O ₂ -Lösung (30 %), die ersten 6 Monate	140 l/Woche	140 l/Woche	140 l/Woche
H ₂ O ₂ -Lösung (30 %) nach den ersten 6 Monaten	28 l / Woche	21 l / Woche	-

Die katalytische Desinfektion wird zeitweilig in Papierfabriken eingesetzt (Beispiel d), die eine Papiererzeugung zwischen 30 und 40 kt/Jahr und offene Wasserkreisläufe

(Wasservolumen 500 m³, CSB: 2 g/l, Frischwasser: 12 m³/t Produkt und Abwasser: 10 m³/t Produkt) aufweisen. Bei der Verwendung der katalytischen Desinfektion wird die Papierherstellung für mehrere Tage unterbrochen, das Wasservolumen wird um 250 m³ verringert und der Wasserkreislauf wird geschlossen. Mehrmals am Tag wird die Wasserstoffperoxidlösung (100 – 1 000 kg pro Zugabe) nahe des Katalysators zugegeben. Nach der Behandlung wird der Katalysator aus dem Wassersystem entfernt und das Wasser wird gewechselt. Es ist möglich, während dieser vorübergehenden katalytischen Behandlung Biozide oder sonstige Biozidmethoden zu verwenden.

Medienübergreifende Auswirkungen:

Die Zugabe eines Liters Lösung erfordert 1 Wh. Nebenwirkungen auf die Luft werden nicht beobachtet und sind nicht zu erwarten. Infolge des Abbaus von Bioschichten erhöht sich das Redoxpotential im Wasser. Die Biotenside sind in den abgelösten Bioschichten adsorbiert.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen:

Die katalytische Desinfektion kann zur Behandlung von Frischwasser, Kreislaufwasser, Kühlwasser und in Papierschlamm angewendet werden. Die Technik kann in neuen oder bestehenden Anlagen eingeführt werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit:

Für eine Papiererzeugung von 10 kt/Jahr in einem geschlossenen Wasserkreislauf sind 5 000 – 10 000 Euro/Jahr erforderlich (Abschreibung und Betriebskosten). In einem offenen Wasserkreislauf sind die Kosten in Abhängigkeit vom Abwasservolumen höher.

Bei Anwendung der Technik in einer bestehenden Anlage ist der Verbrauch an Lösung im ersten Jahr wesentlich höher als in den Folgejahren. Die Kosten für eine zeitlich begrenzte Behandlung liegen bei circa 10 000 Euro.

Wichtiger Grund für die Einführung:

Durch die Einführung der katalytischen Desinfektion werden die Bildung toxischer Gase und die Geruchsbildung, insbesondere durch Schwefelwasserstoff, sowie die mikrobiologisch bedingte Korrosion beendet. Die Anwendung anderer Biozide ist nicht erforderlich. In einigen Fällen konnte der Verbrauch an Flockungsmitteln verringert werden.

Medienübergreifende Auswirkungen

Durch die Verringerung schädlicher Zusatzstoffe bei der Papierverarbeitung werden die Auswirkungen im Bereich Wasser und Abfall verringert. Dies kann auch aus Sicht des Life-Cycle-Managements von Vorteil sein. Durch den Einsatz von umweltfreundlichen Produkthilfsmitteln kann verhindert werden, dass schädliche Stoffen in das Produkt gelangen, das wiederum als Rohstoff in der Altpapierverarbeitung dienen kann.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Daten verfügbar.

Wichtiger Grund für die Einführung

Einige Wasserbehörden erlassen Anforderungen zur Minimierung des Beitrages der Zusatzstoffe zur CSB-Belastung nach der Behandlung. Es gibt auch Anforderungen zur Verringerung von Biozidfreisetzungen. Biologisch abbaubare, nicht toxische und nicht bioakkumulative Chemikalien sollten grundsätzlich, wenn möglich, bevorzugt werden. Chemikalien, die im Verdacht stehen, ein Risiko für Mensch und Umwelt darzustellen, sollten vermieden werden,

besonders solche, die die Ozonschicht schädigen, die im Verdacht stehen endokrine Wirkung zu haben und so genannte CMR-Stoffe. Richtlinie 2008/105/EG des Europäischen Parlaments und des Rates vom 16. Dezember 2008 über Umweltqualitätsnormen im Bereich der Wasserpolitik [263, Directive 2008/105/EC 2008] (Tochterrichtlinie zu Artikel 16 der EU-Wasserrahmenrichtlinie) enthält in Anhang II eine „Liste prioritärer Stoffe im Bereich der Wasserpolitik“ und in Anhang III „Stoffe, die einer Überprüfung zur möglichen Einstufung als ‚prioritäre Stoffe‘ oder ‚prioritäre gefährliche Stoffe‘ zu unterziehen sind“. Für solche Stoffe gelten die Umweltziele aus Artikel 1 und 4 der EU-Wasserrahmenrichtlinie [264, WFD 2000/60/EC 2000].

Anlagenbeispiele

Eine begrenzte Anzahl von Anlagen in Europa, z. B. RCF NL 1, RCF DE 6, Papierfabrik Vreden GmbH, RCF DE 7 und Hakle-Kimberly Deutschland GmbH.

Referenzliteratur

[11, Braunsperger et al. 1996], [68, IFP 1997], [89, RFC NL 1 2010],

[165, ZELLCHEMING 2008], [263, Directive 2008/105/EC 2008], [264, WFD 2000/60/EC 2000].

2.9.3 Optimiertes Wassermanagement

Beschreibung

Die Methoden zur Wasserreduktion in Papier- und Kartonmaschinen sind ein komplexer Sachverhalt, die größtenteils vom gewünschten Grad der Wasserkreislaufschließung abhängen. Es sollte ein Gleichgewicht zwischen den mit der Schließung der Wassersysteme verbundenen Vorteile und Nachteile hergestellt werden. Welcher Grad der Wasserkreislaufschließung akzeptabel ist hängt von der hergestellten Papiersorte, den verwendeten Rohstoffen der Wasser- und Faserstoffkreislaufführung und den zu erreichenden Zielwerten ab [281, Project PaperBREF 2002].

Bei der Umsetzung der verschiedenen Maßnahmen, die nachfolgend kurz aufgeführt sind und die in den faserstoff- und papierspezifischen Kapiteln 3 bis 7 genauer erklärt sind, ist es sehr wichtig die Auswirkungen auf die physikalisch-chemischen Eigenschaften des Prozesswassers, den Produktionsprozess selbst, die technischen Anlagen und die gewünschte Produktqualität zu bewerten.

Zur Bewertung der möglichen Umweltauswirkungen von Papierfabriken muss ein vollständiger Überblick über alle Prozesse vorhanden sein. Europäische Papierforschungsinstitute und einige spezialisierte Berater stellen Simulationsinstrumente zur Verfügung, die für jede Papierfabrik angepasst werden können und eine Hilfestellung bieten, um die optimale Anordnung der Prozesskreisläufe sowie die zum Erreichen bestimmter Ziele erforderliche Ausrüstung zu ermitteln. Sie liefern eine detaillierte Übersicht über den gesamten Frischwasserverbrauch, die Alternativen für die beste Wasserkreislaufanordnung sowie mögliche einzubauende Ausrüstungsteile. Ein Flussdiagramm der fabrikeigenen Stoff- und Wassersysteme kann dabei helfen, einen Überblick über die Stoff- und Wasserkreisläufe zu gewinnen. Eine Verringerung des Frischwasserverbrauchs kann die physikalisch-chemischen Eigenschaften des Prozesswassers verändern, so dass gewöhnlich an wichtigen Bezugspunkten im Wassersystem Analysen durchgeführt werden, um die anfängliche Belastungssituation zu messen und die erwarteten Veränderungen zu ermitteln. Alle wesentlichen Frischwasserverbraucher werden ermittelt und gemessen.

Zusammen mit fachlicher Expertise ermöglicht diese detaillierte Prozessanalyse Folgendes:

- I. Die Erstellung von Schätzungen in Bezug auf potentielle Frischwassereinsparungen einer bestimmten Fabrik. Die detaillierte Analyse des Frischwasserverbrauchs ermöglicht die
-

Ermittlung potentieller „Verluste“, d. h. des unverschmutzten Rohwassers, das ohne Wiederverwendung in die Abwasserbehandlungsanlage oder die Umwelt geleitet wird.

- II. Die Umgestaltung des Systems, um den Wasserverbrauch beim Papierherstellungsverfahren sowie die Qualität des direkt in der Papiermaschine zur Blattbildung verwendeten Prozesswassers zu verbessern.

Die für den Betrieb mit minimalem Wasserverbrauch erforderlichen Umstellungen betreffen die Wiederverwendung nicht verschmutzten Frischwassers, die geeignete interne Behandlung von Prozesswasser, die Anordnung und Bewirtschaftung der Wasserkreisläufe, das Recycling von Frischwasser und geklärtem Wasser und das Ersetzen von Frischwasser mit geklärtem Prozesswasser.

Als Faustregel sind zuerst die Methoden anzuwenden, die keine Auswirkungen auf die organische und anorganische Belastung des Prozesswassers haben. Diese Methoden betreffen:

- I. Das Kühlwassernetz mit Wiederverwendung dieses nicht verschmutzten Wassers (in Bezug auf die organische und anorganische Fracht) als Rohwasser für andere Prozessanwendungen.
- II. Die Verringerung des Sperrwassers für Wasserringpumpen (Verringerung der Wasserverluste durch Ersetzen und Eindampfen im Kühlturm). Es sind Vakuumsysteme mit drehzahlveränderlichen Turbogebläsen, die kein Sperrwasser benötigen und energieeffizienter sind als herkömmliche Wasserringpumpen oder Gebläse mit fester Drehzahl erhältlich [185, J.Zürcher 2009], [186, Lahtinen et al. 2009].
- III. Alle anderen Frischwasserverluste, die durch eine detaillierte und spezifische Analyse des von der Papiermaschine verbrauchten Wassers ermittelt werden.

Um den Frischwasserverbrauch und die möglichen Nachteile eines verringerten Wasserverbrauchs zu minimieren, ist eine Kombination aus weiteren Maßnahmen erforderlich:

- I. Eine geeignete Speicherkapazität und eine wirksame Bewirtschaftung des Ausschusssystems sind in Hinblick auf die Stabilität des Prozesswassersystems von höchster Wichtigkeit;
- II. Wirksame Stofffänger, die geklärtes Wasser mit niedrigem Gehalt an abfiltrierbaren Stoffen liefern, sind für die Verwendung von Prozesswasser anstelle von Frischwasser in Anwendungen wie den Spritzrohren der Papiermaschine wesentlich;
- III. Außerdem sollte die Wiederverwendung von Prozesswasser in den Systemen im Gegenstrom zum Faserstrom angewendet werden.

Bei integrierten Zellstoff- und Papierfabriken und insbesondere in Altpapier verarbeitenden Fabriken (siehe Abschnitt 6.3.3) kommt der strengen Trennung der Wasserkreisläufe in Verbindung mit Gegenstromführungen höchste Bedeutung zu, um die organische Fracht des Prozesswassers im Bereich der Papiermaschine zu begrenzen.

Die Maßnahmen zur Verringerung des Wasserverbrauchs sollten schrittweise eingeführt werden. Abbildung 2.19 enthält eine schematische Übersicht über die wesentlichen Schritte, Instrumente, Techniken und den Wasserverbrauchstrend bei der Umsetzung dieses schrittweisen Verfahrens. Der erste Punkt jeder Spalte in Abbildung 2.19 zeigt, welche Stoffe aus dem Kreislaufwasser entfernt werden und gibt den wichtigsten Schritt zur Verringerung des Abwasservolumenstroms an. Die wichtigsten Maßnahmen sind aufgeführt. Einige dieser Maßnahmen werden in den prozessbezogenen Kapiteln 3 bis 7 erläutert. Es versteht sich von selbst, dass ein niedriger Wasserverbrauch nur durch die Umsetzung mehrerer Techniken erreicht werden kann. Verringerte Volumen und konzentriertere Volumenströme sind auch für die anschließende Behandlung vorteilhaft. Angepasste und geeignete Techniken können bei verringerten Kosten und Erzielen geringerer Gesamtemissionen angewendet werden.

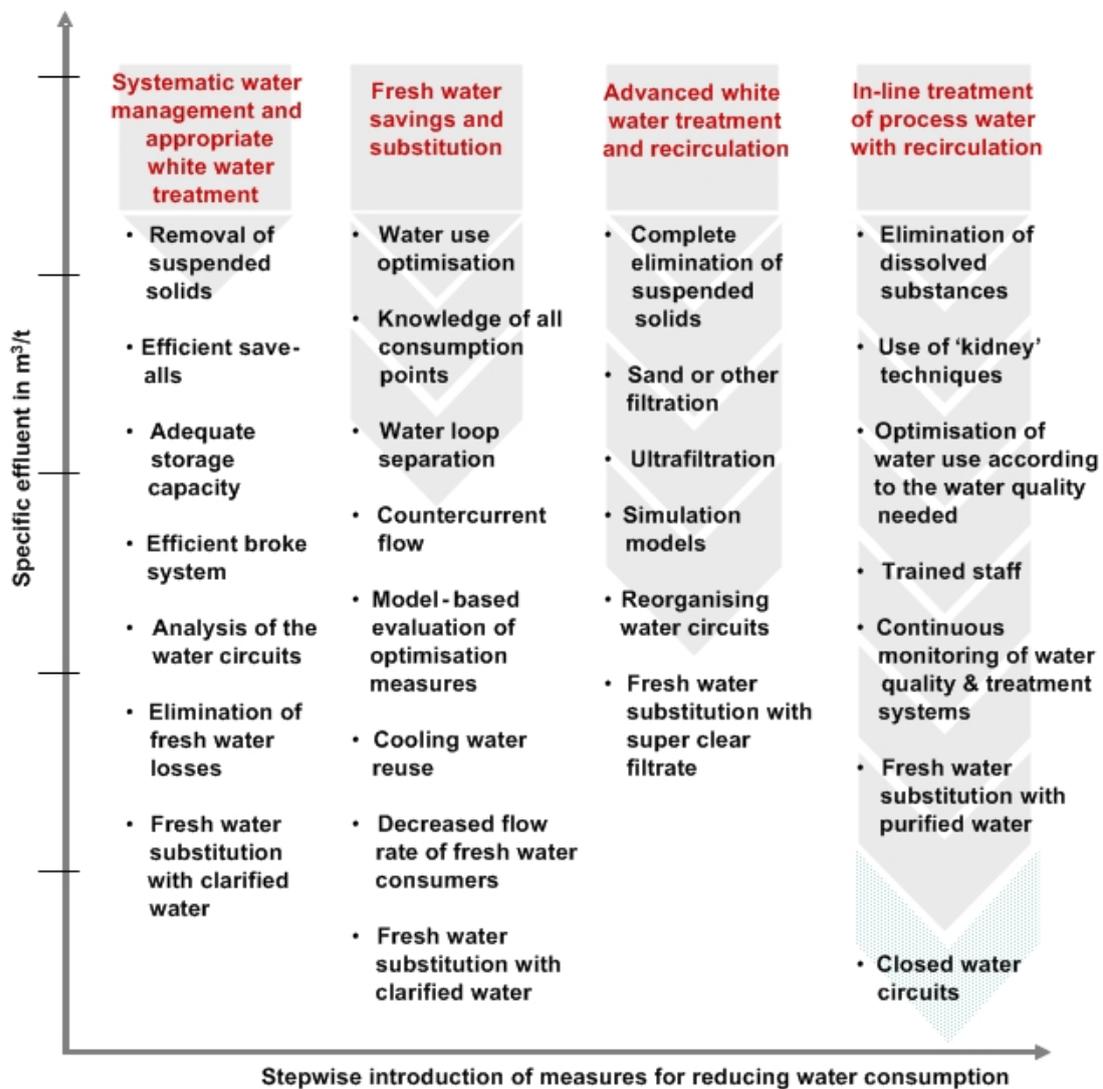


Abbildung 2.19: Schritte zum Erreichen eines geringeren Wasserverbrauchs und einer geringeren in die Umwelt freigesetzten Schmutzfracht

Die Maßnahmen können in vier Gruppen unterteilt werden: systematisches Wassermanagement und geeignete Kreislaufwasserbehandlung, Frischwassereinsparung und -substitution, weitergehende Kreislaufwasserbehandlung und -rückführung und integrierte Prozesswasserbehandlung mit Rückführung.

Die letzten Schritte zum Schließen der Wasserkreisläufe sollten erst angewendet werden, wenn die vorhergehenden Schritte ausgeführt wurden, z. B. die „Ermittlung aller Verbrauchspunkte“ ist eine wesentliche Voraussetzung für alle folgenden Maßnahmen (Frischwassersubstitution). Die modellbasierte Bewertung von Optimierungsmaßnahmen stellt ein leistungsstarkes Instrument zur wirksamen Einschätzung und Umsetzung der Frischwasserverminderung, Wasserkreislaufentrennung und Gegenstromführung dar. „Verringerte Durchflussrate von Frischwasserverbrauchern“ bezieht sich auf eine Reihe gebräuchlicher Wassernutzungen wie Sperrwasser für Vakuumpumpen, Spritzwasser oder Wasser zur Verdünnung chemischer Zusatzstoffe. Die integrierte Prozesswasserbehandlung mit Rückführung ist noch auf wenige spezifische Anwendungen begrenzt und hängt von den lokalen Bedingungen und Umweltzielen ab (siehe Abschnitt 7.3.3). Alle diese Maßnahmen, einschließlich „Verwendung von ‚Nieren‘-Techniken“ und „Geschlossene Wasserkreisläufe“, werden jedoch bereits großtechnisch angewendet (siehe Abschnitt 6.3.4).

Für spezifische Wassermanagementfragen zur Zellstoffherstellung oder integrierte Zellstoff- und Papierfabriken wird auf Abschnitt 3.3.8 in Bezug auf die Herstellung von Sulfatzellstoff und auf 4.3.8 in Bezug auf die Herstellung von Sulfitzellstoff verwiesen; bezüglich der Herstellung von Holzstoff wird auf Abschnitt 5.3.6 oder 5.3.8, 6.3.2 – 6.3.5, und 7.3.1 – 7.3.3 verwiesen.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerter Wasserverbrauch und weniger Abwassereinleitungen.

Umwelleistung und Betriebsdaten

Die meisten europäischen Papierfabriken haben schrittweise Wassersparmaßnahmen eingeführt. Spezifische Daten für die unterschiedlichen Faserstoff- und Papiersorten sind in den Kapiteln 3 bis 7 enthalten.

Medienübergreifende Auswirkungen

Das verbesserte Recycling von Prozesswasser in Papier- und Kartonmaschinen führt zu einem Anstieg der Konzentrationen an kolloidalen und an gelösten organischen und anorganischen Inhaltsstoffen in diesen Strömen. Abhängig von den Eigenschaften des zugeführten Halbstoffes und den zur Papierherstellung eingesetzten Chemikalien, dem Prozesswassermanagement und dem Betrieb der Fabrik können sich die geschlossenen Wassersysteme nachteilig auf den Betrieb der Maschine, die Qualität des Endproduktes und wegen des erhöhten Chemikalieneinsatzes sogar auf die Produktionskosten auswirken. Die Anreicherung von organischen und anorganischen Stoffen kann zu einem gewissen Grad ausgeglichen werden, indem spezifische Chemikalien, die die aktuell verwendeten Chemikalien ersetzen oder ergänzen, angewendet werden sowie durch eine Reihe anderer Maßnahmen, die in diesem Dokument angegeben sind.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Technik wird hauptsächlich in Bezug auf potentielle Verbesserungen des Papierherstellungsverfahrens und der Papiermaschine erörtert. Für die Herstellung von Faserstoff und integrierte Fabriken wird auch auf die Kapitel 3 bis 6 verwiesen. Anwendbar in bestehenden und neuen Fabriken. Zwischen 2001 und 2003 wurden in 30 Papierfabriken in der Region Toskana, Italien, Untersuchungen durchgeführt [274, CTP 2002]. In diesen Fabriken werden Packpapier und Hygienepapier aus Frischfasern oder zurückgewonnenen Fasern hergestellt. Die Untersuchung hat die Anwendbarkeit und Verfügbarkeit der Maßnahmen bestätigt. Aufgrund der Komplexität der Papierherstellungssysteme war in vielen Fällen Fachwissen zur Analyse des Verbesserungspotentials, der Auswahl der wirkungsvollsten BVT-Technologien und für deren richtige Anwendung erforderlich.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Im Rahmen des durch die EU finanzierten Projekts „PaperBREF“ (siehe www.paperbref.info) wurden die Einführungskosten für einen systematischeren Wassermanagementplan in 30 Papierfabriken in Italien untersucht. Die Ergebnisse der in den Papierfabriken ausgeführten Untersuchung haben gezeigt, dass mit einer sehr niedrigen Investition potentielle Einsparungen in Höhe von 12,3 % des verwendeten Wassers erzielt werden konnten; mit einer verbesserten Wassernutzung und größeren Investitionen sind Einsparungen von 22 % möglich. Bei beträchtlichen Investitionen für den Umbau mehrerer Fabrikteile kann eine Einsparrate von 40 % erreicht werden.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Verfügbarkeit von technischen Optionen zum Wassersparen ist wichtig für die Papierindustrie, da die Kosten für die Wasser- und Abwasserbehandlung in der Zukunft wahrscheinlich steigen werden.

Anlagenbeispiele

In unterschiedlichem Umfang haben alle umwelteffizienten Zellstoff- und Papierfabriken eine systematische Herangehensweise an das Wassermanagement genutzt und streben eine Optimierung ihres Systems für Fasern/Wasser/chemische Zusatzstoffe an. Die von den Betreibern gewählten Methoden und der Grad, in dem diese Maßnahmen umgesetzt werden, unterscheiden sich jedoch in jedem Fall.

Referenzliteratur

[185, J.Zürcher 2009], [186, Lahtinen et al. 2009], [274, CTP 2002],
[281, Project PaperBREF 2002].

2.9.4 Modellbasierte Bewertung von Optimierungsmaßnahmen für Wasserkreisläufe

Beschreibung

Das Papierherstellungsverfahren ist durch einen hohen Grad der Wechselwirkung zwischen den verschiedenen Produktionsprozessen, den verwendeten Rohstoffen, dem Wasser- und Energiesystem, der Produktqualität und der Funktionalität aller betroffenen technischen Anlagen gekennzeichnet. Die Nutzung mathematischer Modelle und von Simulationen können ein Hilfsmittel darstellen, um diese Komplexität zu beherrschen. Mathematische Modelle und Simulationen werden in Untersuchungen zu Phänomenen wie Volumenstrom, Mischen, Reaktionen, Wärme- und Stoffübertragung angewendet, um ein tiefgreifendes Verständnis des Geschehens in Produktionsprozessen sowie möglicher Verbesserungen dieser Prozesse zu erlangen. Bei der Prozessgestaltung werden Modelle und Simulationen verwendet, um den Prozessbetrieb zu optimieren und die bestmögliche Verwendungsweise für Rohstoffe (Fasern, Wasser, chemische Zusatzstoffe) und Energie zu ermitteln. Die Simulation stellt auch für den Prozessbetrieb ein interessantes Instrument dar. Sie wird zum Beispiel bei der Analyse von Störungen und Alarmen, der Planung von Anfahr- und Abfahrvorgängen, der Echtzeitkontrolle und Optimierung sowie bei der Schulung von Bedienpersonal verwendet.

Eine Untersuchung der verfügbaren Softwarepakete für die Prozesssimulation in der Zellstoff- und Papierindustrie [184, Alonso et al. 2006] hat bestätigt, dass mehr als ein halbes Dutzend gut geeignete Softwarepakete für die praktische Nutzung und Anwendung in der Zellstoff- und Papierindustrie zur Verfügung stehen.

Der erste Schritt einer modellbasierten Bewertung der Prozessoptimierung besteht darin, das Ziel/die Ziele festzulegen, das/die durch die Prozessoptimierung erreicht werden sollen. Eine systematische Herangehensweise hilft dabei, geeignete Optimierungsmaßnahmen zu entwickeln, zu simulieren und zu bewerten. Die Grundlage zur Bewertung von Optimierungsmaßnahmen bildet die Analyse der aktuellen Prozesssituation. Wie in Abbildung 2.20 dargestellt kann die Analyse in mehrere Schritte unterteilt werden:

- Datenerfassung (z. B. Kreislaufaufbau, Volumenströme, Mengen, Menge an Spuckstoffen, Probenahme und Analyse)
 - Datenauswertung (mithilfe von Wasser- und Wärmebilanzen, volumetrischen Analysen, Sankey-Diagrammen)
 - Bewertung (z. B. wichtigste Werte, Aufbau der Wasserkreisläufe).
-

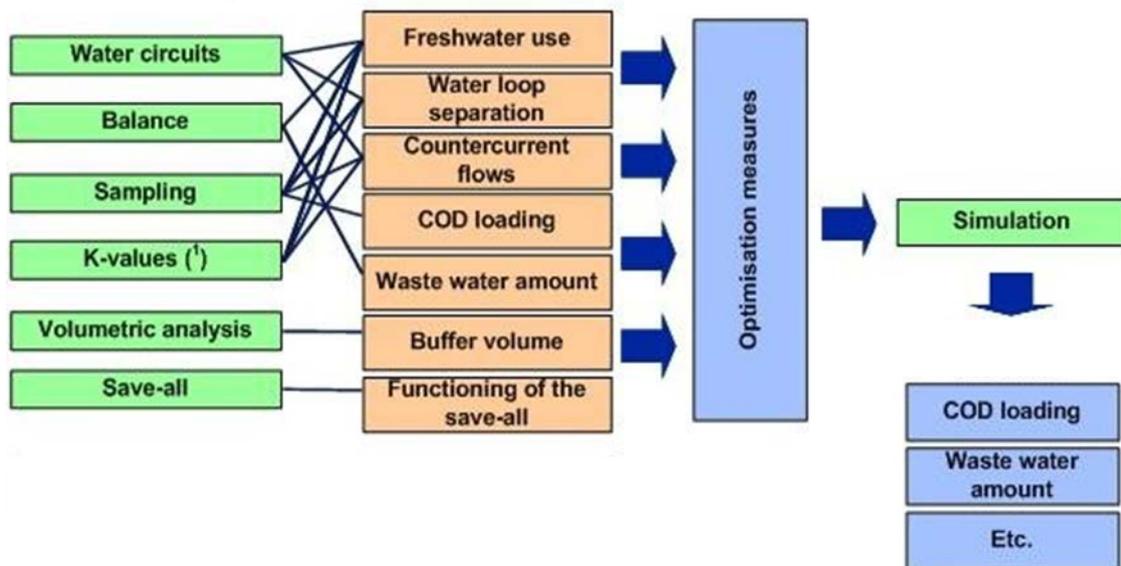


Abbildung 2.20: Ansatz der Datenanalyse und -simulation

Basierend auf der Datenerfassung kann ein Simulationsmodell eingerichtet und für den realen Prozess kalibriert werden. Die Detailtiefe des Simulationsmodells hängt von den Zielen der Optimierung ab, zum Beispiel:

- Dimensionierung von Systemen, Ermittlung von Umbauten, die Wasser und Energie sparen können;
- Optimierung der Füllstandkontrolle in Lagertanks;
- Optimierung der Steuerung begrenzter aber komplexer Prozesse.

Das kalibrierte Modell dient als Basisszenario und bildet die aktuelle Situation ab. Die prognostizierten Auswirkungen einzelner Optimierungsmaßnahmen wird durch unterschiedliche Simulationsszenarien erreicht.

Den abschließenden Schritt der Simulationsstudie bildet die Auswertung. Bei der Auswertung der verschiedenen Szenarien wird die geeignetste Kombination ermittelt, um die Produktqualität (z. B. geringe Systembelastungen in den Papiermaschinenkreisläufen) unter optimalen wirtschaftlichen Bedingungen beizubehalten oder zu verbessern. Die Simulationsergebnisse führen zu einem abschließenden Maßnahmenplan, in dem die einzelnen Schritte zum Erreichen des gewünschten Ziels beschrieben sind.

Erreichter Umweltnutzen

Der Hauptnutzen von Modellbildungs- und Simulationstechniken liegt bei Faserstoff- und Papierherstellungsprozessen in einem besseren Verständnis der Mechanismen und Steuerkreisläufe der Prozesse. Dies trägt dazu bei, optimierte Lösungen in einer Reihe von Bereichen zu finden, wie z. B. der Verringerung von Emissionen durch verbesserten Prozessaufbau, Prozessüberwachung und Entscheidungsunterstützung im Betrieb, Verbesserung der Papierqualität, Optimierung der Nasspartiechemie und Verbesserung der Laufeigenschaften der Papiermaschine.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Da die Wassersysteme in Faserstoff- und Papierfabriken immer komplexer werden, stellt die Modellierung und Simulation dieser Systeme ein sinnvolles Instrument zur Optimierung ihres Aufbaus und Betriebs dar. Mit der Simulation können die Folgen von Prozessoptimierungsmöglichkeiten

prognostiziert werden. Dadurch können die Risiken im Zusammenhang mit der Einführung eines Optimierungskonzepts minimiert werden. Diese Vorgehensweise bietet auch die Möglichkeit, dynamische Aspekte mittels Simulationssoftware wirksam zu beherrschen. Die Einbeziehung anderer Elemente, wie der Energie- und Abfallerzeugung, in derartige Modelle ermöglicht einen weiteren Schritt in der integrierten Analyse von Wassersystemen für eine vergleichende Analyse. Typische Anwendungen für modellbasierte Bewertungen von Optimierungsmaßnahmen umfassen:

- Verringerung des Frischwasserverbrauchs und der Abwassermenge
- Rückführung von biologisch behandeltem Wasser [180, A.Well 2006]
- Optimierung von Wasserkreisläufen
- Optimierung des dynamischen Wasserpuffervolumens
- Wassermanagement mit Fuzzy-Regler
- Verringerung der Abwassertemperatur [179, O.Blum 2006]
- Optimierung der Wärmebilanz.

Beispiel 2.9.4.1: Wärmebilanzoptimierung bei MD Albruck, DE [182, J.Kappen et al. 2004]

Das Ziel der modellbasierten Prozessbewertung bestand darin, ein Konzept zur Optimierung der Wärmebilanz zu erstellen. Die Verbesserung des Bleichverhaltens bei Verringerung der Bleichkosten wurde als wesentliches Optimierungsziel definiert. Zu diesem Zweck musste das Wassersystem der Fabrik zu einer Gegenstromführung des Wasserkreislaufs verändert werden. Ein weiteres Ziel bestand in der Erhöhung der Systemtemperatur der Papiermaschinen, um die Entwässerungskapazität der Sieb- und Pressenpartien zu verbessern. Die kombinierte Wirkung eines höheren Trockensubstanzgehalts nach der Presse und einer Temperaturerhöhung vor der Trockenpartie führt zu einem verringerten spezifischen Dampfverbrauch.

Mithilfe der Simulationsergebnisse wurde in der Fabrik eine fast vollständige Trennung der Wasserkreisläufe der Holzschliffanlage, der oxidativen Bleichanlage und der Papiermaschine eingeführt, wodurch gleich eine Reihe von Vorteilen erzielt wurde (keine Veränderung der Temperatur der oxidativen Bleiche (70 °C), erhöhte Temperatur bei der reduktiven Bleiche von 40 – 48 °C auf 66 – 74 °C, Erhöhung der Temperatur in den Papiermaschinen um 10 °C im Mittel, Verringerung der CSB-Fracht in den Papiermaschinen (27 – 51 %) und keine wesentliche Erhöhung der Temperatur und CSB-Fracht des Abwassers).

Beispiel 2.9.4.2: Optimierung des Frischwasserverbrauchs und der Wasserkreisläufe

Im Rahmen eines Forschungsprojekts [181, Kappen et al. 2003] wurde das Potential für die Verringerung des spezifischen Abwasservolumens durch Optimierung der Wasserkreisläufe verschiedener Papierfabriken, die holzfreies Papier herstellen, untersucht. Es wurden Simulationsmodelle genutzt, um die Auswirkungen von Verbesserungsmaßnahmen zu quantifizieren und Optimierungspotential zu ermitteln. Es wurden verschiedene echte Fabriken untersucht. Die Simulation zeigte die Auswirkungen einer Verringerung des Frischwasserverbrauchs und es wurden die Auswirkungen von Änderungen an den Wassersystemen und dem Prozessaufbau auf die CSB-Belastung in den Wasserkreisläufen prognostiziert. Bei einer Beispielfabrik wurden drei Szenarien berechnet, um den Wasserverbrauch durch Vermeidung von Frischwasserverlusten und die Optimierung der Wasserkreislaufgestaltung zu verbessern. Die Vermeidung von Frischwasserverlusten und die Optimierung der Gegenstromführung führten zu einer wesentlichen Verringerung des CSB im Papiermaschinenkreislauf.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es wurden keine negativen Auswirkungen berichtet. Mithilfe von Modellierung und Simulationen sollen Lösungen gefunden werden, die für verschiedene Bereiche gleichzeitig von Vorteil sind,

z. B. Optimierung der Wärmebilanz und der Systemtemperatur in Papiermaschinen, Verbesserung von Prozessen und Kosten, Ändern des Wassersystems der Fabrik (z. B. Einrichtung einer Gegenstromführung).

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die zielorientierte Simulation hat sich als geeignetes Simulationsinstrument für die Papierindustrie erwiesen und es gibt bestens bewährte Simulationssoftware. Die Systembelastung kann mit relativer Genauigkeit prognostiziert werden, indem die Wasserzyklen simuliert werden und die Temperatur, die CSB-Fracht, der Gehalt an abfiltrierbaren Stoffen und die Salzfracht (außer Calcium) in den Wasserkreisläufen und im Abwasser können vorausberechnet werden. Die Simulationsmodelle sind problemlos verfügbar. Die zielorientierte Simulation basiert allerdings auf empirischem Wissen und jedes Modell muss mit realen Fabrikdaten gefüllt werden. Daher ist zur Ermittlung der Stoff- und Wärmebilanzen ein beträchtlicher Aufwand erforderlich. Die Datenvorverarbeitung ist einer der wichtigsten Schritte in jedem Modellierungs- und Simulationsprojekt.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Eine modellbasierte Studie für eine Papierfabrik mittlerer Größe zu Optimierungsmaßnahmen in Bezug auf die Gestaltung und den Betrieb von Wasserkreisläufen kann circa 30 000 Euro kosten (grobe Schätzung durch einen Experten). Die Gesamtkosten des Systems einschließlich Schulungs- und Arbeitsstunden (zur Erstellung oder für die Durchführung der Simulation) scheinen jedoch für die Entscheidungsträger der wichtigste Punkt im Zusammenhang mit der Einführung einer Simulationssoftware zu sein.

Wichtiger Grund für die Einführung

Optimieren der Herstellungsprozesse bei Beibehaltung oder Verringerung des Energie- und Wasserverbrauchs sowie der Emissionsfracht.

Anlagenbeispiele

Die Gültigkeit der verwendeten Software und der Grad, in dem Software angewendet werden kann, wurde umfassend im Rahmen von „COST Action E36“ durch [183, J.Kappen et al. 2005] erörtert. Die Modellierung und Simulation wird in einer Reihe europäischer Zellstoff- und Papierfabriken (z. B. Norske Skog Bruck, AU; MD Albbbruck, DE) verwendet und wird als bewährte Technologie betrachtet.

Referenzliteratur

[179, O.Blum 2006], [180, A.Well 2006], [181, Kappen et al. 2003],
[182, J.Kappen et al. 2004], [183, J.Kappen et al. 2005], [184, Alonso et al. 2006].

2.9.5 Energieeffizienzanalyse, Energiemanagement und Energieaudits

Beschreibung

Eine systematische dreistufige Herangehensweise oder ein ähnlicher Ansatz zur Energieeffizienzanalyse stellt ein nützliches Instrument für die Umsetzung der ständigen Verbesserung des Energieverbrauchs in Papierfabriken dar [249, Blum et al. 2007]. Systematische Energieeffizienzanalysen helfen Papierfabriken dabei, den BVT-Werten für den Energieverbrauch näher zu kommen bzw. diese zu erreichen. Nachfolgend werden die folgenden drei Schritte erläutert: a) die Bewertung der derzeitigen Energiesituation und die Relevanz von Korrekturmaßnahmen (Schritt 1); b) die Verwendung einer Methode zur Ermittlung, Quantifizierung und Optimierung des Potentials (Schritt 2); und c) die Ermittlung einer Überwachungs- und Sicherungsmethode für die optimierte Situation (Schritt 3). Normalerweise wird die Energieeffizienz mithilfe des spezifischen Energieverbrauchs (SEC) gemessen, das heißt dem Sekundärenergieverbrauch je produzierter Einheit.

- **Schritt 1: Bewertung der Ausgangsenergiesituation der Fabrik und Benchmarking**

Als erster Schritt muss der spezifische Prozessenergieverbrauch (für die elektrische und wärmebezogene Leistung der lieferfähigen Produktion) des Standorts ermittelt werden. Ein Vergleich dieser Zahlen mit den Verbrauchswerten anderer Fabriken, die die gleiche Papiersorte herstellen, (Benchmarking) gibt einen Anhaltspunkt für das Energiesparpotential.

Der Vergleich kann mit den Werten in Tabelle 2.9, den vorgeschlagenen BVT-Werten für energieeffiziente Fabriken in diesem Dokument oder anderen geeigneten Referenzdokumenten (z. B. [193, Axegård et al. 2003] für Sulfatzellstofffabriken) erfolgen. Dieses anfängliche Benchmarking ist auch sinnvoll,

um die Priorität eines Energieoptimierungsprojekts im Rahmen von anderen Maßnahmen in der Fabrik zu bestimmen.

In einer zweiten Stufe trägt eine Aufschlüsselung des spezifischen Energieverbrauchs der Fabrik nach Produktionslinien dazu bei, das Augenmerk auf die Linien mit dem höchsten Energieverbrauch und somit dem größten Optimierungsbedarf zu lenken. In vielen Fabriken, besonders an älteren Standorten, ist das interne Verbrauchsmessungs- und Überwachungssystem unzureichend, um den Verbrauch für jede Linie aufzuschlüsseln. In diesem Fall kann ein spezielles Energieanalyseprojekt erforderlich sein.

- **Schritt 2: Detaillierte Systemanalyse und Systemverbesserung durch Optimierung**

Aufgrund der Komplexität des Energieverbrauchs in Zellstoff- und Papierfabriken, die hunderte von energieverbrauchenden Anlagenteilen umfassen können, ist eine detaillierte und spezifische Energieanalyse des Standorts wesentlich, um potentielle Einsparungen zu ermitteln und Optimierungsmaßnahmen zu entwickeln. Mit dieser Analyse wird der aktuelle Energieverbrauch in der Fabrik bewertet und eingeschätzt und es wird untersucht, ob der aktuell installierte Maschinenbestand effizient arbeitet. Die Energieanalyse kann sowohl durch internes Personal und/oder durch externe Berater ausgeführt werden. Ein Beispiel für eine systematische Bewertung und Verbesserung des Energieverbrauchs in Papierfabriken [196, Blum 2006] ist in Abbildung 2.21 (viele weitere ähnliche Herangehensweisen sind verfügbar) dargestellt.

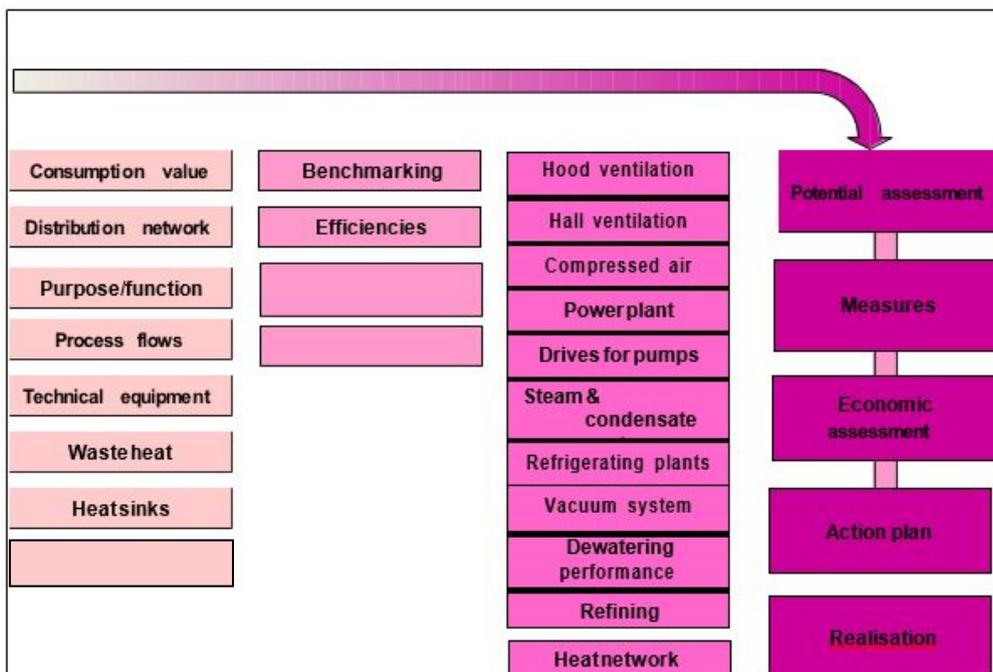


Abbildung 2.21: Systematische Bewertung und Verbesserung des Energieverbrauchs in Papierfabriken

Eine Energieeffizienzanalyse wie in Abbildung 2.21 enthält normalerweise folgende Schritte:

- Spezifische Datenerfassung in den entsprechenden Bereichen
- Beurteilung und Bewertung der Daten mit geeigneten Instrumenten
- Umfassende Untersuchung der Kernpunkte für die Analyse, wo das höchste Energieeinsparpotential zu erwarten ist
- Ermittlung des Optimierungspotentials und der -möglichkeiten (gegebenenfalls simulationsgestützte Optimierung)
- Wirtschaftliche Bewertung, die die Berechnung der erreichbaren Einsparungen und der erforderlichen Investitionen umfasst
- Erstellen eines Maßnahmenplans und Umsetzung der festgelegten und nach Priorität gestaffelten Maßnahmen.

Im Einzelfall ist es unter Umständen nicht sinnvoll, alle in Abbildung 2.21 dargestellten Kernpunkte zu untersuchen. Aufgrund des modularen Aufbaus dieses Verfahrens kann eine Auswahl der wichtigsten zu untersuchenden Punkte getroffen werden.

- **Schritt 3: Überwachung und nachhaltige Sicherung der erzielten Einsparungen**

Das beschriebene Energiemanagementkonzept führt normalerweise zu einer ständigen Verbesserung des Energieverbrauchs in der Papierfabrik. Um zufriedenstellende und nachhaltige Ergebnisse zu erzielen, sollten im Rahmen der Analyse- und Maßnahmenkette festgestellte Lücken oder Schwächen schrittweise geschlossen bzw. beseitigt werden. Die folgende Abbildung stellt ein Beispiel für ein Energiemanagementverfahren für die kontinuierliche Optimierung dar, das dem in Abschnitt 2.9.1 erörterten Modell relativ ähnlich ist.

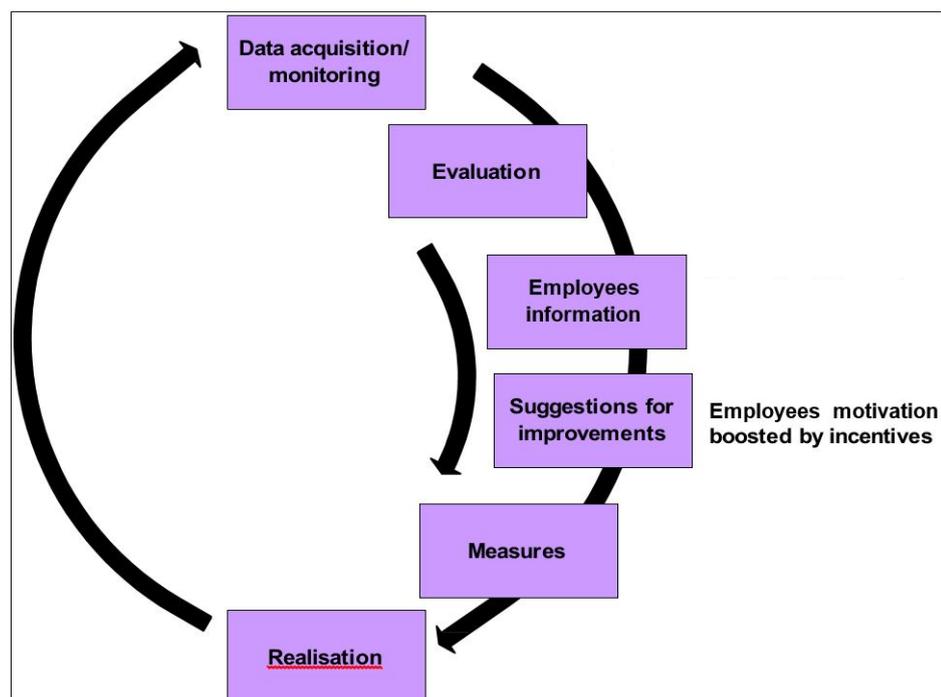


Abbildung 2.22: Managementmethoden für die kontinuierliche Überwachung und Optimierung des Energieverbrauchs

Ein ähnliches und genauso wirksames Instrument wie die „Energieeffizienzanalyse“ ist das „Energieaudit“ [191, FFIF 2007], bei dem es sich ebenfalls um ein systematisches Verfahren handelt, das geeignetes Wissen über das aktuelle Energieverbrauchsprofil der Fabrik liefert und Faktoren ermittelt, die sich auf den Energieverbrauch auswirken. Mithilfe dieses Instrumentes werden auch kosteneffektive Energiesparmöglichkeiten erkannt und bewertet.

Erreichter Umweltnutzen

Durch die Einführung neuer Betriebsarten oder Instrumente, wie der Energieeffizienzanalyse und von Energiemanagementsystemen oder Energieaudits, sind beträchtliche Verbesserungen der Energieeffizienz möglich.

2.7.1

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die Energieeffizienzanalyse, Energiemanagementsysteme und Energieaudits sind seit vielen Jahren ein bewährtes Instrument zur Verbesserung der Energieeffizienz in der Zellstoff- und Papierindustrie. Viele größere Zellstoff- und Papierfabriken (z. B. SCA, Stora Enso, Holmen etc.) wenden ein bestimmtes Energiemanagementsystem an, wobei dies jedoch nicht unbedingt in allen Fabriken eines Konzerns umgesetzt werden muss. In Europa gibt es noch immer viele Papierfabriken, in denen kein Energiemanagementsystem bzw. kein Energieaudit angewendet wird - dies ist besonders in kleineren Fabriken der Fall. In diesen Fabriken ist das Verbesserungspotential in Bezug auf die Energieeffizienz unter Umständen größer.

2009 wurde eine neue europäische Norm zu Energiemanagementsystemen, EN 16001:2009, „Energiemanagementsysteme - Anforderungen mit Anleitung zur Anwendung“ veröffentlicht [195, CEN 2009], die ebenfalls hilfreich bei der Anwendung einer systematischen Bewertung und Verbesserung des Energieverbrauchs in Papierfabriken sein kann. Die neue europäische Norm stellt Organisationen und Unternehmen einen einzigen anerkannten Rahmen und ein Instrument zur Verfügung, die sie dabei unterstützen, die Systeme und Prozesse einzuführen, die nötig sind, um die Energieeffizienz zu verbessern und sicherzustellen, dass das Energiemanagement in die organisatorischen Geschäftsstrukturen integriert wird. Die Norm ist auch für Zellstoff- und Papierfabriken anwendbar.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es treten keine negativen medienübergreifenden Auswirkungen auf.

Gewöhnlich sind Energiesparmaßnahmen mit Investitionen für den Ersatz, den Umbau oder die Modernisierung von Anlagenteilen verbunden. Allerdings werden diese Maßnahmen meistens nicht nur wegen der Energieeinsparung eingesetzt. Sie sind von besonderem Interesse, weil sie gleichzeitig die Produktionseffizienz erhöhen, die Produktqualität verbessern und die Gesamtkosten verringern. Es ist deshalb wesentlich, dass die Energieeinsparotechniken in alle Aspekte und Ebenen der Papierherstellung einbezogen werden. Der Zusammenhang zwischen Energiefragen und den Prozessen (synergistische Effekte) sollte bei der Erörterung des Energieverbrauchs und energieeffizienter Techniken berücksichtigt werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Diese Technik ist sowohl für neue als auch bestehende Fabriken anwendbar. Normalerweise ist es für kleinere Fabriken schwieriger diese Technik einzuführen, da sie nur über eine begrenzte Zahl speziell geschulter Angestellter verfügen (z. B. kein internes Personal für die Energieanalyse).

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Steigende Energiekosten und die Verringerung der Treibhausgasemissionen zwingen die europäische Zellstoff- und Papierindustrie dazu, ihren Energieverbrauch zu optimieren.

Zuverlässige Prozesse und eine hohe Produktionsleistung zusammen mit Wirtschaftlichkeit sind die Hauptziele bei der industriellen Produktion. Eine verbesserte Energieeffizienz dient dazu diese Ziele zu unterstützen. Oft folgt auf eine Verbesserung der Energieeffizienz eine Verbesserung der Produktionseffizienz. Beispielsweise wird durch eine Verringerung der Bahnabrisse und den daraus resultierenden kürzeren Stillstandszeiten auch die Energieeffizienz verbessert. Außerdem führen Energieeinsparungen zu niedrigeren Energiekosten und verbessern so die Wirtschaftlichkeit.

Anlagenbeispiele

In Finnland haben sich alle Zellstoff- und Papierfabriken freiwillig verpflichtet, eine Vereinbarung zur Energieeinsparung in der Industrie – „Agreement on Energy Conservation in Industry“ – zu erfüllen. Die Unternehmen, die der Vereinbarung beigetreten sind, haben sich verpflichtet, ihre Möglichkeiten zur Einsparung von Energie zu ermitteln, indem sie an ihren Produktionsstandorten eine Energieanalyse durchführen. Energiemanagementsysteme sind dabei Teil von Umweltmanagementsystemen. Ähnliche Vereinbarungen wurden in Schweden und den Niederlanden eingeführt.

Referenzliteratur

[191, FFIF 2007], [193, Axegård et al. 2003], [195, CEN 2009], [196, Blum 2006],
[249, Blum et al. 2007].

2.9.6 Für alle/die meisten Papiersorten geltende Reduzierung des Energieverbrauchs

Im Rahmen dieses Dokuments sind die Energiesparmaßnahmen in allgemeine, in diesem Abschnitt beschriebene Techniken, die für die meisten Arten von Zellstoff- und Papierfabriken angewendet werden können, unterteilt und in Maßnahmen, die für die Herstellung spezifischer Arten von Faserstoff oder Papier und die zugehörigen Prozessen gelten. Diese Maßnahmen werden in den prozessbezogenen Kapiteln 3 bis 7 erörtert. Zur Bewertung der Relevanz der unterschiedlichen Anlagenteile für den Gesamtenergieverbrauch wird auf Abschnitt 2.5 und Abschnitt 2.5.3 verwiesen, in denen die größten Energieverbraucher von Papierfabriken aufgeführt sind. Es gibt jedoch eine große Zahl an kleineren Verbrauchern, von denen einige hier erörtert werden, die zusammen ebenfalls eine beträchtliche Auswirkung auf die Energiebilanz der Fabrik haben. Die Liste der Techniken ist nicht erschöpfend, sondern stellt nur eine Auswahl an horizontalen verfügbaren Techniken dar.

Nützliche Informationen zur Energieeffizienz sind im Merkblatt zu den besten verfügbaren Techniken für Energieeffizienz (ENE) [268, COM 2009] enthalten

2.9.6.1 Reduzierung der Wärmeenergienutzung

2.9.6.1.1 Wärmerückgewinnung aus in Vakuumsystemen verwendeten Radialgebläsen

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Aufgrund des Verdichtungsprozesses in den Vakuumgebläsen erreicht die Abluft aus den Gebläsen Temperaturen von 130 – 160 °C. Diese heiße Luft kann durch Luft-Luft-Wärmetauscher geleitet werden, so dass bis zu 75 % des von den Vakuumgebläsen aufgenommenen Stroms zurückgewonnen werden können. Radialgebläse werden bei allen Sorten für die Sieb- und Filzentwässerung verwendet und sind normalerweise in größeren

Papiermaschinen eingebaut. Durch Wiederverwendung der zurückgewonnenen Wärme kann der Dampfbedarf in der Trockenpartie der Papiermaschine verringert werden. Die Abwärme aus der Abluft kann genutzt werden, um die Zuluft zur Trockenhaube zu erwärmen, wodurch Frischdampf eingespart werden kann.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Es stehen unterschiedliche Arten von Wärmetauschern zur Verfügung, die für jede Anwendung speziell konzipiert werden müssen. In einigen Fällen hat die in der Gebläseabluft verbleibende Feuchtigkeit ein korrosives Potential. Die vorbeugende Wartung trägt zur Vermeidung von unnötigen und teuren Betriebsstillständen durch Blockaden oder Korrosionsschäden bei.

Medienübergreifende Auswirkungen

Mit der Technik sind keine negativen Umweltauswirkungen verbunden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Kann sowohl in neuen als auch in vorhandenen Anlagen bei der Produktion aller Sorten angewendet werden, bei der Axialgebläse zur Vakuumerzeugung genutzt werden. Der Druck auf den Gebläseauslass des Vakuumbergebläses muss hoch genug sein, um den Druckabfall im Wärmetauscher zu überwinden. Normalerweise ist der Abstand zwischen der Wärmequelle (der Entwässerungspartie der Papiermaschine, in der das Gebläse installiert ist) und der Wärmesenke (der Trockenpartie der Papiermaschine) kurz. In älteren Fabriken kann es Probleme in Hinblick auf den für den Einbau erforderlichen Platz geben.

2.7.2

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Diese Art von Anlagen haben normalerweise kurze Amortisationszeiten. Die Wirtschaftlichkeit hängt vom jeweiligen Fall ab. In einer Beispielanlage wird Dampf im Umfang von 26 kWh/t eingespart und die Amortisationszeit belief sich auf

1,5 Jahre [249, Blum et al. 2007].

Wichtiger Grund für die Einführung

Kostenverringerung aufgrund von Dampfeinsparungen oder zur Erhöhung der Produktionsrate durch eine höhere Trocknungskapazität.

Anlagenbeispiele

Es gibt zahlreiche Anlagen in Europa (mindestens zwei in Deutschland). Für neue Fabriken wird diese Maßnahme zum Standard.

Referenzliteratur

[249, Blum et al. 2007]

2.9.6.1.2 Verwendung von Thermokompressoren

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Diese Technik führt durch Verringerung der Kondensatorverluste zu Dampfeinsparungen in der Trockenhaube. Die Verwendung von Thermokompressoren erhöht die Energieeffizienz des Trocknungsprozesses, da weniger Dampf in den Kondensator geleitet werden muss. Thermokompressoren werden verwendet, um den Druck der Abluft aus den Abscheidern zu erhöhen. Die Abluft aus den letzten Abscheidern in einem kaskadierten Dampf- und Kondensatsystem verfügt über ein sehr niedriges Druckniveau, weshalb sie nicht direkt für den Trocknungsprozess genutzt werden kann. Bei einem Dampfstrahl-Thermokompressor wird diese Abluft mit Hochdruckdampf auf ein Druckniveau gebracht, das die Rückgewinnung der Abluft für die Wiederverwendung im Trocknungsprozess ermöglicht. Abbildung 2.23 enthält eine schematische Übersicht über die Verwendung von Thermokompressoren.

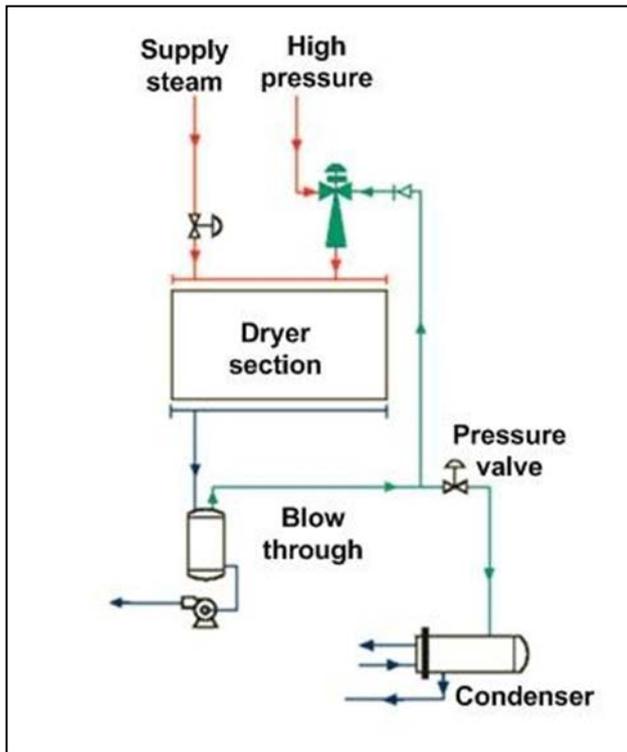


Abbildung 2.23: Schematische Übersicht für einen Thermokompressor

Umweltleistung und Betriebsdaten

Verschiedene Lieferanten bieten Thermokompressoren mit unterschiedlichen Leistungen an, die für jede Anwendung speziell angepasst und ausgelegt werden müssen. Bei den meisten Anwendungen muss für die Verwendung von Thermokompressoren ein Dampfdruck von 5 bis 12 bar zur Verfügung stehen.

Medienübergreifende Auswirkungen

In vielen Papierfabriken wird das Kühlwasser aus dem Kondensator als Warmwasser für Spritzrohre verwendet. Bei der Optimierung des Dampf- und Kondensatsystems und der damit einhergehenden Verringerung der Kondensatorverluste, wird die Menge an Kühlwasser ebenfalls reduziert und es kann ein Warmwassermangel auftreten. In diesem Fall kann abgewogen werden, ob die Menge an Spritzwasser verringert oder ob eine andere geeignete Abwärmequelle gefunden werden kann.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Technik kann sowohl in neuen als auch bestehenden Fabriken für alle Papiersorten und Streichmaschinen angewendet werden, sofern Mitteldruckdampf verfügbar ist.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Wirtschaftlichkeit muss für jede Situation bewertet werden. Die Amortisierungszeiten können für einige Anwendungen sehr kurz sein. In einer Beispielanlage wird Dampf im Umfang von 25 kWh/t eingespart und die Amortisationszeit belief sich auf 0,8 Jahre [249, Blum et al. 2007].

Wichtiger Grund für die Einführung

Energieeinsparungen für Dampf.

Anlagenbeispiele

Die Anlage ist in allen neuen Papierfabriken und auch in den meisten neueren Umbauten Standard. Es gibt zahlreiche Anlagen in Europa.

Referenzliteratur

[249, Blum et al. 2007]

2.9.6.1.3 Isolierung der Anschlüsse von Dampf- und Kondensatleitungen

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Rohrleitungsisolierungen verringern die Wärmestrahlungsverluste von Rohrleitungen. Eine Isolierung wird sowohl für die Rohrleitungen als auch für die Anschlüsse empfohlen. Die betroffenen Medien sind Heißwasser, Kondensat und Dampf und in Zellstofffabriken der Transport heißer Kochflüssigkeiten.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die Isolierung von Dampf- und Kondensatleitungen wird in Europa als Standard betrachtet. Die Isolierung der Anschlüsse ist nicht so verbreitet.

Medienübergreifende Auswirkungen

Diese Maßnahme hat keine negativen Auswirkungen. Verbessert die Arbeitssicherheit.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Kann in allen Fabriken angewendet werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Preise für Isolierarbeiten an Rohrleitungen hängen vom Zustand des Netzes ab. Ein Beispiel aus einer Papierfabrik in Südeuropa zeigt, dass die Isolierung der Anschlüsse von Dampf- und Kondensatleitungen (berechnet für 25 Anschlüsse bei jedem Medium) eine Amortisationszeit von 1,1 Jahren hatte [249, Blum et al. 2007].

Wichtiger Grund für die Einführung

Verringerte Kosten durch Energieeinsparungen für die Dampferzeugung. Verbesserte Arbeitssicherheit.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche (überwiegend neue) Anlagen in Europa. Die Isolierung der Anschlüsse wird für neue Anlagen und spätere Umbauten als Standard betrachtet.

Referenzliteratur

[249, Blum et al. 2007].

2.9.6.1.4 Trocknen von Biobrennstoff und Schlamm durch Nutzung von überschüssiger Wärme

Beschreibung

Viele Zellstoff- und Papierfabriken verfügen über große Mengen an Biobrennstoff und große Quellen von Niedertemperaturwärme (Überschusswärme). Diese Energie geht jedoch größtenteils mit der Abluft und den Abwassereinleitungen in Gewässer verloren. Niedertemperaturwärme kann zum Trocknen von Biobrennstoff und Schlamm eingesetzt werden. Das Trocknen von Biobrennstoff und Schlamm kann zusätzliche Einnahmen erzeugen (oder die Einkaufskosten für Energie verringern) und dadurch auch Anreize für weitere Änderungen des Hauptprozesses zur Einsparung von Energie schaffen.

Aufgrund des Feuchtigkeitsgehalts werden in einigen Fabriken zusätzliche Brennstoffe (wie Öl) zugegeben, um die Rinde in Rindenkesseln zu verbrennen. Dies ist der Fall wenn die mechanische Entwässerung auf niedrigeren Leistungsniveaus abläuft. Das Trocknen von Rinde und Schlamm führt zu einem zusätzlichen Energiewert, der die Verbrennung des getrockneten organischen Materials ohne zusätzlichen Brennstoff ermöglicht.

Durch eine Untersuchung der verfügbaren Überschusswärmequellen am Produktionsstandort kann der Energiegehalt in diesen Wärmequellen ermittelt und dieser mit der für den Trocknungsprozess erforderlichen Energie verglichen werden.

Eine Studie, bei der die schwedischen Bedingungen [252, Johansson et al. 2004] analysiert wurden, führte zu den nachfolgend aufgeführten Schlussfolgerungen. Es gibt große verfügbare Überschusswärmequellen, die zu Trocknungszwecken in Faserstoff- und Papierfabriken eingesetzt werden könnten.

- In Faserstoff- und Papierfabriken sollte die Investition in einen Biobrennstofftrockner, der Überschusswärme nutzt, rentabel sein, sie muss jedoch im Einzelfall einer wirtschaftlichen Bewertung unterzogen werden. In Zellstofffabriken besteht die rentabelste Option darin, die Rauchgase aus dem Ablaugekessel als Trocknungsgas zu verwenden (vorausgesetzt es ist kein Rauchgaskondensator installiert). In anderen Arten von Faserstoff- und Papierfabriken müssten andere verfügbare Überschusswärmequellen verwendet werden.
- Die Bettrocknung scheint unter einem technischen und wirtschaftlichen Gesichtspunkt die am besten geeignete Technologie.

Die Trocknung von Biobrennstoff und Schlamm ist normalerweise wirtschaftlich nur sinnvoll, wenn Überschusswärme aus anderen Prozessen für diesen Zweck verwendet werden kann. Gewöhnlich kann Überschusswärme, wie heiße Luft oder heißes Prozesswasser, verwendet werden. Andere teurere Optionen sind Dampfwärmetauscher oder ein gasbefeuertes Trocknungssystem. Der erforderliche Mindesttemperaturbereich liegt zwischen 4 °C bis 60 °C.

Für den Betrieb eines Trockners wird mit einem Luft-Luft- oder Wasser-Luftwärmetauscher heiße Luft erzeugt und mit Gebläsen in die Trockereinheit geblasen.

Erreichter Umweltnutzen

Die Verringerung des Wassergehalts von Rinde, faserhaltigen Spuckstoffen, Bioschlamm und anderen organischen Rückständen verringert den Gesamtanfall von Abfall, der zur weitergehenden Behandlung oder Beseitigung transportiert werden muss, was zu Kosteneinsparungen führt. Durch die Trocknung wird der Heizwert der Biobrennstoffe und des Schlammes erhöht und die Wärmeleistung während der Verbrennung gesteigert. Der Primärenergiebedarf in Form von Strom und optionaler Zusatzheizung bei Lastspitzen ist niedrig, wenn Überschusswärme für den Trocknungsprozess verwendet werden kann. Die Primärenergiezufuhr zum Trocknungsprozess ist wesentlich niedriger als der erhöhte Energiewert des Brennstoffs. Bessere Energie- und CO₂-Bilanz.

Umwelleistung und Betriebsdaten

Es wurden bisher nur wenige Erfahrungen mit der Trocknung von Biobrennstoffen und Schlamm in der Zellstoff- und Papierindustrie gesammelt. Die vorbeugende Wartung der Maschinen trägt zur Vermeidung von unnötigen und teuren Betriebsstillständen durch Blockaden oder Korrosionsschäden bei.

- a) Die Trocknungsanlage für Biobrennstoff der Fabrik UPM-Kymmene in Rauma erzielt einen Trockengehalt des nassen Biobrennstoffs von 60 % nach dem Trocknungsprozess. Die in der Trocknungsanlage (Bandtrockner) benötigte Energie stammt von der Überschusswärme der Papierfabrik (warmes Abwasser und Abluft). Die Anlage verringert die Verwendung fossiler Brennstoffe und erhöht den Anteil an Biobrennstoffen um 10 %.

Im Fall der großen Fabrik in Rauma, werden die CO₂-Emissionen um 70 000 Tonnen pro Jahr verringert.

- b) Die Fabrik Norske Skog Follum trocknet den Sekundärschlamm (biologischer Schlamm), um die Verbrennung zu ermöglichen. Die Nettowirkung in Bezug auf die Energie ist leicht negativ und es werden geringe Mengen Biobrennstoff zugekauft, der Wärme zum Trocknen liefert. Die Rinde
-

wird nur gepresst. Durch Anwendung einer führenden Rindenpressentechnologie wird ein Trockengehalt von 43 % erreicht. Das Trocknen von abfallbasierten Biobrennstoffen wirkt sich nur bei Verwendung von Abwärme positiv auf die Energiebilanz aus.

Der Sekundärschlamm könnte alternativ als Bodendünger genutzt werden, wenn der Verunreinigungsgrad auf einem akzeptablen Niveau gehalten wird.

In spezifischen Anwendungen (z. B. die Verwendung von Faserschlamm in der Zement- und Ziegelindustrie) sowie für eine bessere Transportierbarkeit des getrockneten Schlamms kann ein Mindestfeuchtigkeitsgehalt erforderlich sein.

Medienübergreifende Auswirkungen

Wenn zum Trocknen Überschusswärme verwendet wird, ist die Energiebilanz des Prozesses positiv. Die entzogene Feuchtigkeit kann ein Geruchsproblem verursachen und muss kontrolliert werden. Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Maßnahme kann im Allgemeinen sowohl in neuen als auch in bestehenden Anlagen angewendet werden, wenn diese über geeignete Überschusswärmequellen zum Trocknen der Biomasse und des Schlamms verfügen.

Insbesondere ist das Trocknen anwendbar, wenn der Endzweck dieser Nebenprodukte die Verbrennung zur Energieerzeugung ist und wenn die Kosten für den Trocknungsprozess (hauptsächlich Investitionskosten und Brennstoff) niedriger sind als die Vorteile durch eine erhöhte Energieerzeugung.

In Südeuropa kommen Biobrennstoffe (Rinde und Holzbiomasse; nicht der Bioschlamm) bei trockenem Wetter mit einem Wassergehalt in der Fabrik an, der die Energieerzeugung mit der gewünschten Flammentemperatur fast ganzjährig ermöglicht, so dass die Wirtschaftlichkeit der Maßnahme beeinträchtigt sein könnte.

Die Verwendung von Sekundärwärme zum Trocknen kann folgenden Einschränkungen unterliegen:

- Die Investitionskosten dieser Lösung steigen bei Verwendung von Niedertemperaturüberschusswärme, da größere Trockner benötigt werden.
- Die Verwendung von Hochtemperaturüberschusswärme, gewöhnlich Rauchgas, ist mit dem Problem verbunden, dass das Gas den Säuretaupunkt erreicht, was zu verstärkter Korrosion oder erhöhten Kosten führt. Dies kann entweder durch die entsprechende Auswahl der Baustoffe oder durch eine Verringerung des Temperaturbereichs der Rückgewinnung vermieden werden.
- Die Umsetzung dieser Lösung hängt auch vom Aufbau der Fabrik ab, insbesondere vom Abstand zwischen den Sekundärwärmequellen und den Stellen, an denen die Schlämme und Biobrennstoffe erzeugt werden.
- Das Trocknen und Verbrennen von Biomasse und Schlamm aus der Abwasserbehandlung ist nur eine mögliche Abfallmanagementoption. Es stehen alternative Verwendungen für Abwasserschlamm zur Verfügung, bei denen der Wert dieses Materials ebenfalls zurückgewonnen wird.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Es wurden keine Kostendaten eingereicht.

Die wirtschaftliche Machbarkeit hängt von den technischen Eigenschaften der Fabrik oder - bei der Nutzung von Wärme aus der Umwelt - vom Klima ab. Bei der Beurteilung der Kosten müssen die Einsparungen für das geringere zu transportierende Gewicht berücksichtigt werden. Im Allgemeinen hängen die wirtschaftlichen Vorteile auch von den Bestimmungen zur Verwendung von Biobrennstoffen zur Energieerzeugung ab.

Wichtiger Grund für die Einführung

Das Trocknen von Schlamm und Rinde wird in einigen Fabriken angewendet. Dafür gibt es im Wesentlichen zwei Gründe: Erhöhung des Heizwerts vor der Verbrennung oder Verbesserung der Transportfähigkeit (Gewichtsreduzierung für geringere Transport- und Deponiekosten).

Anlagenbeispiele

UPM-Kymmene, Rauma (FI), Norske Skog, Follum (NO).

Referenzliteratur

[252, Johansson et al. 2004].

2.9.6.1.5 Weitere Maßnahmen zur Reduzierung der Wärmeenergienutzung

Da die in Abschnitt 2.9.6.1 erörterten Techniken nur eine Auswahl der verfügbaren horizontalen Techniken darstellen, für die Daten zur Verfügung gestellt wurden, werden nachfolgend weitere Maßnahmen zur Verringerung der Wärmeenergienutzung, die in Zellstoff- und Papierfabriken angewendet werden, aufgeführt:

- Gleichgewicht der Trocknerhauben.
- Wärmerückgewinnung aus warmer Infrarotabluf (zum Trocknen der aufgetragenen Streichfarben).
- Optimierung der Hallenbelüftungen. Als optimale Verfahren gelten die Verwendung von rückgewonnener Wärme aus den Trockenhauben der Papiermaschine oder dem Faserstofftrockner, die Kontrolle der Feuchtigkeit und Temperatur der Frischluftzufuhr und der Abluftventilatoren, das Vermeiden einer diffusen feuchten Luftzufuhr, das Schließen offener Türen und Tore, um einen Luftaustritt zu verhindern, die Gewährleistung einer guten Zirkulation und das Vermeiden von Kurzschlüssen zwischen Zuluft und Abluft.

Weitere Informationen zu möglichen Energieeinsparungen sind in den energiebezogenen Abschnitten der prozessspezifischen Kapitel 3 bis 7 enthalten.

2.9.6.2 Reduzierung der Nutzung elektrischer Energie

2.9.6.2.1 Energieeffizientes Vakuumsystem für die Entwässerung

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Energieeffiziente Vakuumsysteme erzielen Stromeinsparungen von circa 20 – 45 % im Vakuumsystem und benötigen kein Sperrwasser für Wasserringpumpen (jedoch geringe Mengen Kühlwasser). Effiziente Systeme verfügen über eine automatische Drehzahlsteuerung, um sich an Änderungen der Geschwindigkeit, des Flächengewichts und des Alters der Filze anzupassen (siehe Abschnitt 2.9.6.2.3).

Umwelleistung und Betriebsdaten

Moderne drehzahleregelte Vakuumgebläse bieten eine höhere Vakuumflexibilität an der Papiermaschine, um durch Erhöhen oder Verringern der Vakuumniveaus gemäß den Rollenanforderungen bessere Laufeigenschaften zu erzielen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Wassereinsparungen von circa 95 %. Rückgewinnung eines großen Teils der Pumpenergie durch Rückgewinnung der Wärmeenergie der Abluft.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Kann in allen Anlagen angewendet werden. Normalerweise werden neue Vakuumanlagen beim Umbau oder der Optimierung des Vakuumsystems der Papierfabrik als Ganzes in Betracht gezogen.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Stora Enso Kaukopää (FI), Clairefontaine (FR) und MM Baiersbronn (DE) erzielten Energieeinsparungen von 45 %; M-real Lielähti (FI) erreichte Einsparungen von 46 % und Metsä Tissue Mäntä (FI) verringerte den Energieverbrauch für sein Vakuumsystem um 40 %.

Anlagenbeispiele

SE Kaukopää, Papierfabrik Clairefontaine, MM Baiersbronn, M-real Lielähti, Metsä Tissue Mäntä.

Referenzliteratur

[163, J.Lahtinen et al. 2009].

2.9.6.2.2 Verwendung hocheffizienter Elektromotoren

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

In einer Papierfabrik ist fast der gesamte Stromverbrauch auf Elektromotoren zurückzuführen. Bei Asynchronmotoren, was der derzeit am häufigsten verwendete Motortyp ist, gibt es verschiedene Effizienzklassen. Durch die Verwendung hocheffizienter Elektromotoren können Stromeinsparungen erzielt werden. Bis 2008 wurde der Wirkungsgrad von Asynchronmotorantrieben durch die Vereinigung CEMEP in drei Klassen eingeteilt: EFF1, EFF2 und EFF3, wobei EFF1 die effizientesten Motoren darstellt. Seit 2008 wird diese Klassifizierung durch eine neue, von der Internationalen Elektrotechnischen Kommission erstellte Norm in Bezug auf energieeffiziente Motoren ersetzt, die IEC 60034-30:2008. Diese Norm definiert neue Wirkungsgradklassen für Motoren und harmonisiert die weltweiten Wirkungsgradniveaus. Die Wirkungsgradklassen für Elektromotoren lauten jetzt IE1, IE2, IE3 (und IE4 ist in Arbeit) wobei:

- IE4 – Super-Premium-Wirkungsgrad (in Arbeit)
- IE3 – Premium-Wirkungsgrad (äquivalent zu NEMA Premium)
- IE2 – Hoher Wirkungsgrad (äquivalent zu EFF1)
- IE1 – Standardwirkungsgrad (äquivalent zu EFF2)
- Keine Kennzeichnung – unter dem Standardwirkungsgrad (äquivalent zu EFF3).

Es sollten bevorzugt Motoren verwendet werden, die zur höchsten Wirkungsgradklasse gehören.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Es gibt bei den verschiedenen EFF- oder IE-Klassen keine Unterschiede im Betrieb.

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine Probleme.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Kann in allen Anlagen angewendet werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Für Laufzeiten von mehr als 4 000 Stunden im Jahr wird die Anwendung der höchsten Wirkungsgradklasse empfohlen (in den meisten Fabriken bereits Standard). Angesichts der Lebenszykluskosten eines Asynchronmotors beträgt der Anfangspreis eines Motors ungefähr 2 % der gesamten Lebensdauerkosten des Betriebs [164, M.Kara 2007]. Daher amortisiert sich der Kauf eines Motors mit höchstmöglichem Wirkungsgrad gewöhnlich eher.

Anlagenbeispiele

Die meisten Fabriken nutzen Motoren mit dem höchsten Wirkungsgrad ohne Probleme.

Referenzliteratur

[164, M.Kara 2007], [249, Blum et al. 2007].

2.9.6.2.3 Energieeffiziente Frequenzumrichter für Pumpen, Gebläse und Kompressoren

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

In den meisten Papierfabriken werden die Pumpenströme durch ein Ventil geregelt, während die Pumpe mit konstanter Drehzahl betrieben wird. Bei Anpassung der Drehzahl der Pumpe an den Durchsatz, muss nur die für den Zweck erforderliche Pumpleistung durch den Motor geliefert werden. Die Kontrolle des Wasserstroms durch Regelung der Pumpendrehzahl ist effizienter als die Verwendung eines Drosselventils. Mit einem Umrichter kann die über das Netz gelieferte Netzfrequenz geändert werden, um die Drehzahl von Asynchronmotoren anzupassen (da die Drehzahl eines Asynchronmotors von der Frequenz abhängig ist).

Stromeinsparungen für Pumpenanwendungen ergeben sich durch die geringeren Drosselverluste und die höhere hydraulische Leistung der Pumpe. Typischerweise liegen die Einsparungen für jede Anwendung im Bereich zwischen 15 % und 25 %.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Einige Hersteller von Gleitringdichtungen schreiben eine Mindestpumpendrehzahl vor. Umrichter benötigen eine höhere Leistung im Schaltraum. Der Motor muss für die Umrichterregelung geeignet sein. Eine ausreichende Motorkühlung muss gewährleistet sein und in einigen Fällen kann eine Zwangslüftung erforderlich sein.

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine Probleme.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Technik kann sowohl in neuen als auch bestehenden Anlagen angewendet werden, in denen Drehstromasynchronmotoren genutzt werden. Die Anwendbarkeit eines Frequenzumrichters in einer Abwasserbehandlungsanlage kann eingeschränkt sein, wenn der Abwasserstrom unterbrochen und von plötzlichen Veränderungen gekennzeichnet ist.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Preise für Frequenzumrichter sind in den letzten Jahren deutlich gesunken. Die Wirtschaftlichkeit muss für jede Situation bewertet werden. Der Amortisierungszeitraum schwankt zwischen 0,5 und 4 Jahren (Quelle: PTS-Marktstudie, Dezember 2006, für die Situation in Deutschland).

Wichtiger Grund für die Einführung

Verringerte Kosten durch Energieeinsparungen (Strom) und Prozesssteuerung.

Anlagenbeispiele

Umrichter sind in fast allen europäischen Fabriken installiert. In den meisten Fabriken sind jedoch gewöhnlich nur einige Antriebe mit Umrichtern ausgestattet.

Referenzliteratur

[249, Blum et al. 2007].

2.9.6.2.4 Weitere Maßnahmen zur Reduzierung der elektrischen Energie

Da die in Abschnitt 2.9.6.2 erörterten Techniken nur eine Auswahl der verfügbaren Techniken darstellen, für die Daten zur Verfügung gestellt wurden, werden nachfolgend weitere Maßnahmen zur Verringerung der Nutzung elektrischer Energie, die in Zellstoff- und Papierfabriken angewendet werden, aufgeführt:

- Effiziente Rührwerke
- Effiziente Pumpen
- Verbesserung von Refinern (Kapitel 5 und 7)

Weitere Informationen zu möglichen Energieeinsparungen sind in den energiebezogenen Abschnitten der prozessspezifischen Kapitel 3 bis 7 sowie insbesondere in Abschnitt 7.3.15 (Energiesparen bei der Papierherstellung) enthalten.

2.9.6.3 Kraft-Wärme-Kopplung

Beschreibung

Unter Kraft-Wärme-Kopplung versteht man die gleichzeitige Erzeugung von Wärmeenergie und elektrischer und/oder mechanischer Energie in einem Verfahren, das auch als Kraft-Wärme-Kopplungsanlage (KWK) bezeichnet wird. Für weitere Informationen siehe Abschnitt 2.6.1.2.2.

Erreichter Umweltnutzen

Erhöhte Energieeffizienz und dadurch verringerte Emissionen pro produzierter kWh oder pro MJ Brennstoffeinsatz. Durch die Errichtung einer KWK kann der Verbrauch von Primärenergie um 10 % bis 15 % gesenkt werden, was zu einer Verringerung der CO₂-Emissionen führt. Die Verluste im Stromverteilungssystem werden auf 5 % verringert.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Kraft-Wärme-Kopplungsanlagen auf Basis von kombinierten Gas- und Dampfturbinenanlagen sind wegen ihrer vergleichsweise hohen Brennstoffeffizienz selbst bei Anlagen mit relativ kleiner Kapazität (ab wenigen MWth) eine wichtige Maßnahme zur Verringerung des Brennstoffverbrauchs und der CO₂-Emissionen. Das hohe Strom/Wärme-Verhältnis und die hohe Umwandlungsrate der verwendeten Brennstoffe reduzieren die spezifischen CO₂-Emissionen sowie die Gesamtemissionen je produzierter kWh im Vergleich zu Kondensationsdampfkraftwerken beträchtlich. Es werden niedrigere CO- und NO_x-Emissionen erzielt. Energieverluste bei der Strom- und Wärmeerzeugung können durch Kombination der Wärme- und Stromerzeugung verringert werden (KWK). Kraft-Wärme-Kopplungsanlagen erhöhen die Umwandlungsrate der eingesetzten Brennstoffe (Brennstoffeffizienz) von circa einem Drittel in herkömmlichen Kraftwerken auf circa 80 – 93 %. Die Eigenschaften des Papierherstellungsprozesses begünstigen die Nutzung von KWK-Anlagen: hoher Strom- und Wärmebedarf bei relativ stabiler Stromkennzahl über das ganze Jahr.

In Papierfabriken werden unterschiedliche Arten der Kraft-Wärme-Kopplung angewendet. Neben klassischen Dampfgedruckanlagen sind seit 1980 kombinierte Gas- und Dampfkraftwerke auf dem Markt. Dampfgedruckkraftwerke können ein Kraft-Wärme-Verhältnis von circa 0,2 erreichen, was nicht ausreicht, um den Strombedarf moderner Papierherstellungsanlagen zu decken. Moderne Papiermaschinen benötigen je nach Papiertyp, Papierqualität und Faserstoffherstellungsanlage ein Kraft-Wärme-Verhältnis zwischen 0,3 und 0,65 (bei Holzstofffabriken sogar noch höher). Traditionelle Dampfkraftwerke können die Stromerzeugung erhöhen, indem der Dampfkreislauf nachgerüstet und vor dem Kessel eine Gasturbine angeordnet wird, wobei die Anlage dann als kombinierte Gas- und Dampfturbinenanlage bezeichnet wird. Für gasbefeuerte Kesselhäuser können dem bestehenden ergänzend befeuerten Dampfkessel eine oder mehrere Gasturbinen zur Erreichung einer höheren Stromerzeugung durch die Anlage vorgeschaltet werden. Ist bereits eine Dampfturbine in Betrieb, kann eine Gasturbine vor dem Dampferzeuger installiert werden, um eine höhere Leistungsausbeute zu erzielen.

Beispielsweise wurde 2008 eine moderne und leistungsstarke kombinierte Gas- und Dampfturbinenanlage (GuD-Anlage) in einer Papier- und Kartonfabrik in Deutschland installiert. Dieses System zur internen Strom- und Wärmeerzeugung ist durch eine Brennstoffeffizienz von 92 %, eine Verringerung der CO₂-Emissionen und niedrige CO- und NO_x-Emissionen gekennzeichnet. Wenn dieses System einsetzbar ist, sollte es als erste Wahl angesehen werden.

Bei der normalen Gasturbinentechnologie wird Umgebungsluft angesaugt und komprimiert. In der Verbrennungskammer werden Brennstoff und Luft vom Gasturbinenkompressor vermischt und die Verbrennung findet statt. Nach der Verbrennung wird das Rauchgas in eine Turbine expandiert, die einen Generator antreibt. In kombinierten Gas- und Dampfkraftwerken wird die im Gasturbinenabgas enthaltene thermische Energie in einem Abhitzedampferzeuger zur Herstellung von Dampf genutzt, der zur zusätzlichen Stromerzeugung mittels einer Dampfturbine eingesetzt wird (siehe auch Abschnitt 2.6.1.2.2).

Kraft-Wärme-Kopplungsanlagen wandeln 80 – 93 % des Energieeinsatzes in 50 – 80 % Wärme und 20 – 50 % Strom in Abhängigkeit von den spezifischen Strom- und Dampferfordernissen der Fabriken und dem eingesetzten Kraft-Wärme-Kopplungssystem um.

Das Verhältnis von erzeugtem Strom zu erzeugter Prozesswärme heißt Wärme-Kraft-Verhältnis (WKV). Bei der Auswahl eines geeigneten Wärme-Kraft-Verhältnisses für eine spezifische Papierfabrik müssen grundsätzliche physikalische Grenzen in Bezug auf die Brennstoffeffizienz berücksichtigt werden. In Abbildung 2.24 wird anhand eines Beispiels der Zusammenhang zwischen der Brennstoffeffizienz und dem gewählten Wärme-Kraft-Verhältnis dargestellt.

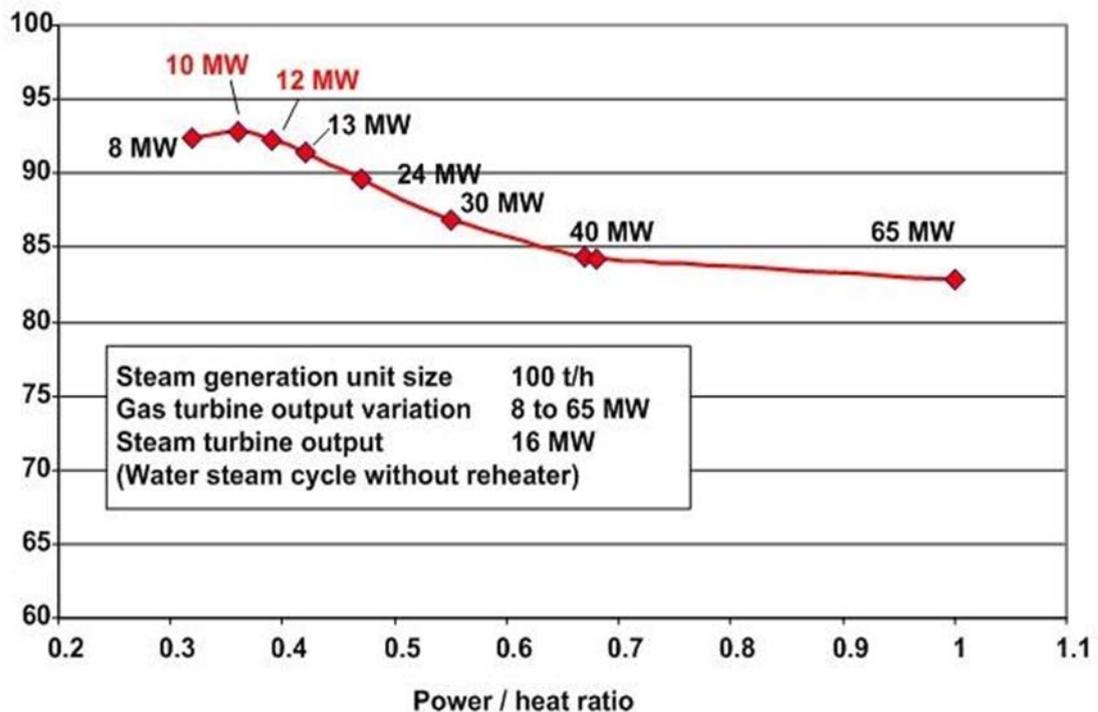


Abbildung 2.24: Zusammenhang zwischen Brennstoffeffizienz und dem gewählten Wärme-Kraft-Verhältnis für GuD-Anlagen.

Abbildung 2.24 zeigt die Ergebnisse thermodynamischer Berechnungen: aus technischer Sicht kann die bestmögliche Brennstoffeffizienz in einem WKV-Bereich von 0,3 – 0,5 erreicht werden. Ein Wärme-Kraft-Verhältnis von mehr als 0,5 führt zu einer Verringerung der Brennstoffeffizienzwerte. Der Graph ist für eine gewöhnliche Prozessdampfanlage dargestellt, die 100 Tonnen Dampf/Stunde erzeugt. Die Leistungsabgabe der Dampfturbine wird konstant auf 16 MW gehalten. Die Punkte im Graph sind die Ergebnisse thermodynamischer Berechnungen für den Kessel mit unterschiedlichen Größen von Gasturbinen (von 8 bis 65 MW),

die vor dem Dampfkessel angeordnet sind. Im Diagramm sind auch relevante Leistungsklassen für Gasturbinen angegeben.

Das wirtschaftliche Optimum kann vom technischen Optimum abweichen und sie müssen nicht unbedingt zusammenfallen. Abhängig vom Strom-/Brennstoffpreisverhältnis können die wirtschaftlichen Berechnungen zu höheren oder niedrigeren Wärme-Kraft-Verhältniszahlen führen. Hohe Strom-/Brennstoffpreisverhältnisse von ungefähr 4 ermöglichen höhere Kraft-Wärme-Verhältnisse und führen zu Kraft-Wärme-Kopplungsanlagen, die höhere Wärme-Kraft-Verhältnisse erzielen, aber eine niedrigere Brennstoffeffizienz aufweisen, z. B. nur 75 %. Wenn das Strom-/Brennstoffpreisverhältnis auf weniger als circa 3 sinkt, sind Kraft-Wärme-Kopplungsanlagen mit einer höheren Brennstoffeffizienz, aber einem niedrigeren Kraft-Wärme-Verhältnis wirtschaftlich sinnvoll.

In Tabelle 2.23 ist ein Beispiel für die Verringerung der Emissionen dargestellt, die durch den Ersatz der Stromversorgung durch eine bei Mittellast betriebenen öffentlichen Anlage durch eine kombinierte Gas- und Dampfturbinenanlage (GuD-Anlage) erreicht wird. Die Beispiel-GuD-Anlage stellt ein Kraft-Wärme-Kopplungsverfahren mit dem bestmöglichen thermischen Wirkungsgrad dar. Die kombinierte Dampf- und Stromerzeugung (GuD-Anlage mit 92 % Brennstoffeffizienz) wird mit zugekauftem Strom aus einem hochmodernem Kohlekraftwerk (42 % elektrischer Wirkungsgrad im deutschen Beispiel) und mit einem Steamblock vor Ort (88 % Kesselwirkungsgrad) verglichen. Ein spezielles Klappensystem stellt sicher, dass genau die richtige Sauerstoffmenge in die Feuerungsanlage geleitet wird. Brennstoff-/Sauerstoff-geregelte Anlagen, die gemäß einem vorgegebenen Computerregelsystem betrieben werden, gewährleisten eine fast CO-freie Verbrennung. Die niedrigen NO_x-Emissionswerte können einen weiteren Vorteil haben: Die zuständigen Behörden entschieden in diesem Fall, dass die durch die geltenden Bestimmungen vorgeschriebene kontinuierliche NO_x-Messung nicht länger notwendig war.

Tabelle 2.23: Vergleich der Umweltleistung einer kombinierten Gas- und Dampfturbinenanlage mit einer öffentlichen Energieversorgung in Deutschland

Beispiel für eine kombinierte Kraft-Wärme-Kopplungsanlage, die für 95 t Dampf/h ausgelegt ist; Erzeugung von ungefähr 90 t Dampf; Abgabeleistung 24 MW_e [1]					mg/MJ (2)
	Einheit			Wert	NV
Stromerzeugung insgesamt	MW			24,0	NV
Prozesswärme insgesamt	MW			60,0	NV
Kraft-Wärme-Verhältnis	MW/MW			0,40	NV
Insgesamt erzeugte Energie	MJ/h			302 400	NV
Energieversorgungsunternehmen					
	Einheit	Gasturbine	Ergänzende Feuerung	Gesamt	mg/MJ (2)
Feuerungswärmeleistung	MW	37,9	53,6	91,5	NV
Gasvolumenstrom (trocken, Normbedingungen)	m ³ /h	NV	NV	109 000	NV
NO _x -Emissionen (1)	mg/m ³	NV	NV	70	NV
CO-Emissionen (1)	mg/m ³	NV	NV	5	NV
SO ₂ -Emissionen (1)	mg/m ³	NV	NV	0	NV
Massenstrom NO _x	kg/h	NV	NV	10,9	36,0
Massenstrom CO	kg/h	NV	NV	0,5	1,8
Massenstrom SO ₂	kg/h	NV	NV	0	0
Massenstrom CO ₂	t/h	NV	NV	19,0	62 830
Zugekaufter Strom: 24 MW von kohlebefeuertem bei Mittellast betriebenen öffentlichem Kraftwerk - Prozessdampf wird von einem Steamblock erzeugt 90 t/h [2]					
	Einheit			Wert	mg/MJ (2)
Zugekaufte Leistung	MW			24	NV
Wärmerzeugung	MW			60	NV
Insgesamt erzeugte Energie	MJ/h			302 400	NV
Energieversorgungsunternehmen					

	Einheit	Stromerzeugung	Dampferzeugung	Gesamt	mg/MJ (2)
Feuerungswärmeleistung	MW	59,4	67,6	127	NV
Abgasvolumenstrom (trocken, Normbedingungen)	m ³ /h	73 070	69 030	142 100	NV
Emissionen NO _x	mg/m ³	200	100	NV	NV
Emissionen CO	mg/m ³	200	50	NV	NV
Emissionen SO ₂	mg/m ³	200	0	NV	NV
Massenstrom NO _x	kg/h	14,6	6,90	21,5	71,1
Massenstrom CO	kg/h	14,6	3,45	18	59,7
Massenstrom SO ₂	kg/h	14,6	0	14,6	48,3
Massenstrom CO ₂	t/h	19,6	13,9	33,6	110 950

Anmerkung: NV = nicht verfügbar
)) Der Sauerstoffgehalt im Abgas beträgt 3 %.
)) Berechnung zur Umrechnung der Zahlen in spezifische Werte: 1 MW × 3 600 = MJ/h; z. B. (24,0 + 60,0) × 3 600 = 302 400 MJ/h; Die spezifischen NO_x-Emissionen können zum Beispiel mit 10 900 g/h geteilt durch 302 400 MJ/h = 36 mg/MJ berechnet werden.

Quellen:
 [1] Daten von der GuD-Anlage einer 2008 in Betrieb genommenen Papierfabrik (DE), gemeldete Daten aus dem Jahr 2008[106, F.Hutter 2010].
 [2] Daten aus Forschungsbericht BMFT-FB-T85-065, F. Hutter et al.; darin: Fichtner: Design of a Coal Fired Power Station with Environmental Protecting Components published by Ministry of Research and Technology, Deutschland, 1985.
 Beispiel berechnet durch F. Hutter GmbH Biberach, Deutschland, 2010. Es wird angenommen, dass die Kraft-Wärme-Kopplung die Erzeugung der Stromgrundlast für öffentliche Versorgungsanlagen ersetzt. In Deutschland wird die obere Grundlast durch Kohlekraftwerke bereitgestellt. Der Vergleich erfolgt mit einem Kraftwerk mit einer 42%-igen Effizienz und einer modernen Entschwefelung und Entstickung und Transmissionsverlusten von 2 %.

Im Vergleich mit der herkömmlichen Stromerzeugung durch ein hochmodernes Kohlekraftwerk und einen Dampfkessel vor Ort werden mit der in Tabelle 2.23 beschriebenen GuD-Anlage die folgenden Reduktionsraten erreicht: Brennstoffverbrauch: 28 % Reduktion

- NO_x: 49 % Reduktion (anstelle von 21,5 kg NO_x/h erzeugt die KWK-Anlage 10,9 kg NO_x/h)
- CO: 97 % Reduktion (anstelle von 18 kg CO/h erzeugt die KWK-Anlage 0,5 kg CO/h)
- SO₂: 100 % Reduktion
- CO₂: 43 % Reduktion (anstelle von 33,6 t CO₂/h erzeugt die KWK-Anlage 19 t CO₂/h)

Es sollte berücksichtigt werden, dass die erreichbaren Emissionsreduktionsraten von den verglichenen Energieerzeugungssystemen abhängen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Durch die Einführung der KWK entstehen neue Quellen für Emissionen in die Atmosphäre. Der Emissionspunkt der KWK ist gewöhnlich der Kessel (Abhitzedampferzeuger).

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die KWK ist sowohl für neue als auch bestehende Fabriken anwendbar. In bestehenden Anlagen kann die Kraft-Wärme-Kopplung zum Beispiel durch Repowering vorhandener Dampfgedrueckeinheiten umgesetzt werden, indem man diese in kombinierte Gas- und Dampfkraftanlagen umwandelt. Die KWK kann innerhalb eines großen Kapazitätsbereichs eingesetzt werden. Die Kapazitäten für die KWK-Produktion reichen von ≤1 MWth für eine kleine Papierfabrik bis zu ≥500 MWth für Ablaugekessel in großen Zellstofffabriken. Hindernisse für die Einführung der KWK können administrative Verfahren zur Erlangung der Zulassungen darstellen, die zum Bau und Anschluss der Anlage an das nationale Netz oder gegebenenfalls zum Bau einer Hochspannungsstromleitung für den Netzanschluss erforderlich sind.

Die relativ kleine Größe der meisten Hygienepapierfabriken bedingt, dass die Kraft-Wärme-Kopplung für sie weniger sinnvoll ist als für große Fabriken.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die erreichbaren Einsparungen und die Amortisationszeit hängen hauptsächlich vom Strompreis und den Brennstoffkosten im betreffenden Land ab. Die Investitionen und die Kosten für Abschreibung und Wartung sind zu berücksichtigen. Für Fabriken, die die Kraft-Wärme-Kopplung eingeführt haben, hat sich diese Maßnahme als kostensparend erwiesen (bei den jeweils geltenden Energiepreisen).

Die Investitionskosten für die KWK hängen von der Anlagengröße ab. Die Investitionen pro installierte MW nehmen mit der Anlagengröße ab und hängen von der installierten KWK-Technologie ab. Folgende notwendige Investitionen wurden 2010 aufgeschlüsselt nach Größe und Technologie angegeben [ASPAPEL, 2011]:

2.7.2.1.1 Gaskraftwerk mit Gasturbine:

- 1 MW und Erzeugung von 3 t gesättigtem Niederdruckdampf pro Stunde: 1,5 Millionen Euro
- 4.5 MW und Erzeugung von 6 t gesättigtem Niederdruckdampf pro Stunde: 5 Millionen Euro

2.7.2.1.2 Gaskraftwerk mit Motor:

- 1 MW mit Dampf- oder Kälteerzeugung: 1,3 - 1,5 Millionen Euro

2.7.2.1.3 Kombikraftwerk mit Gasturbine (GuD-Anlage):

- 25 MW und Erzeugung von 40 t gesättigtem Niederdruckdampf pro Stunde: 30 Millionen Euro
- 48 MW und Erzeugung von 90 t gesättigtem Niederdruckdampf pro Stunde: 54 Millionen Euro

Wichtiger Grund für die Einführung

Die geschätzte Erhöhung der Energieeffizienz der Anlage und die Verringerung der Stromkosten der Anlage.

Wenn das ganze Kraft-Wärme-Kopplungspotential eines Standorts erfüllt ist, kann die Stromerzeugung der Anlage den Strombedarf der Fabrik übersteigen. Ein bestimmter Teil der erzeugten Strommenge wird dann bei günstigen Marktbedingungen in das Netz verkauft.

Anlagenbeispiele

Der Einsatz der Kraft-Wärme-Kopplung und Stromerzeugung ist eine gebräuchliche Technik und wird in zahlreichen Papierfabriken in Europa angewendet (siehe auch Tabelle 1.4). 2010 waren im spanischen Zellstoff- und Papiersektor 50 KWK-Anlagen in Betrieb. Es werden verschiedene Varianten für kombinierte Gas- und Dampfkraftwerke und andere Arten von KWK-Anlagen genutzt. Welches System schließlich angewendet wird, hängt hauptsächlich von den bereits in Betrieb befindlichen bestehenden Kraftwerken und von den örtlichen Gegebenheiten sowie den Marktbedingungen ab.

Referenzliteratur

[9, Directive 2004/8/EC 2004], [12, Directive 2010/75/EU 2010], [105, F.Hutter 2007],
[106, F.Hutter 2010].

2.9.7 Reduzierung von Emissionen von Mehrstoff-, Biomasse- und Hilfskesseln in die Luft

In Zellstoff- und Papierfabriken können verschiedene Arten von Biomasse, fossilen Brennstoffen (Kohle, Braunkohle, Öl oder Erdgas), Prozessrückständen und Abfall für die Dampferzeugung, üblicherweise gekoppelt mit dem Einsatz von Turbinen zur Stromerzeugung, eingesetzt werden. In Bezug auf den Geltungsbereich wird auf die ersten Absätze von Abschnitt 2.6 verwiesen. Stationäre Verbrennungsmotoren werden hier nicht behandelt.

Reine Biomassekessel (Brennstoffe sind u. a. Rinde, Holzrückstände und Spuckstoffe aus den Sortierstufen) sind typisch in Zellstoff-, Holzstoff- und Papierfabriken, die einen Holzplatz betreiben. Mehrstoffkessel werden ebenfalls häufig verwendet. Die Rinde kann leicht als Brennstoff im Hilfskessel der Fabrik eingesetzt werden. Wird in diesen Kesseln entwässerter Schlamm (niedrigerer Heizwert) verbrannt, müssen bestimmte Merkmale der Schlammaufbereitung und -verbrennung berücksichtigt werden (Zugabe von Stützbrennstoff, geeignete Konzipierung des Feuerraums, Mischung, Vorwärmung der Verbrennungsluft etc.).

Bei der Verbrennung dieser gemischten Brennstoffe, sind umweltfreundliche Verbrennungstechniken ebenso erforderlich wie sekundäre Rauchgasreinigungstechniken, um Staub, NO_x und SO₂ sowie gegebenenfalls andere gasförmige Schadstoffe zu minimieren.

Für weitere Einzelheiten zu den Techniken, die zur Verminderung der Emissionen durch Spuckstoff- und Schlammverbrennungsanlagen Altpapier verarbeitender Fabriken zur Verfügung stehen, wird auf Abschnitt 6.3.14 verwiesen, in dem vier Beispiele erörtert werden.

Herkömmliche gas- oder ölbefeuerte Dampfkessel (Steamblocks) mit einer Feuerungswärmeleistung über 50 MW zum Decken des Prozesswärmebedarfs in Zellstoff- und Papierfabriken unterscheiden sich nicht von den Dampferzeugern in anderen Industriezweigen und die Emissionsminderungsmaßnahmen werden hier nicht im Detail erörtert (nur einige Daten zur Verringerung der NO_x-Emissionen werden betrachtet). Es wird auf das BVT-Merkblatt zu Großfeuerungsanlagen verwiesen [271, COM 2006]. Das BREF-Dokument zu Großfeuerungsanlagen enthält umfangreiche Informationen in Bezug auf die angewendeten Techniken und Emissionsminderungsmaßnahmen für Feuerungsanlagen, die handelsübliche Brennstoffe wie Erdgas, Kohle, Braunkohle und Sonstiges nutzen.

Die Emissionen von KWK-Anlagen in der Zellstoff- und Papierindustrie sind genauso groß wie bei reinen Dampfkesseln, die den gleichen Brennstoff verwenden. Der Emissionspunkt für die KWK-Anwendungen ist normalerweise der Kessel. Bei Gasturbinen findet der Verbrennungsprozess jedoch nicht im Kessel statt, sondern geht von der Verbrennungskammer aus. Bei einem GuD-Prozess sollten die NO_x- und CO-Werte in der Gasturbine kontrolliert werden. Die Emissionen werden außerdem auch nach den Kesseln überwacht.

2.9.7.1 Reduzierung von Staubemissionen

Beschreibung

Zellstoff- und Papierfabriken betreiben unterschiedliche Arten von Verbrennungsanlagen für die Dampf- und Stromerzeugung. In Bezug auf die verwendeten Brennstoffe können die Verbrennungsanlagen entweder nur mit Holzrückständen (von Rinde und Holzabfall), nur mit fossilen Brennstoffen (Braunkohle und Kohle, Heizöl, Erdgas) oder mit Mischungen aus

Brennstoffen wie Biogas, Biomasse und fossilen Brennstoffen, anderen internen Produktionsrückständen und verschiedenen Schlammarten (z. B. Schlamm aus der biologischen Abwasserbehandlung) befeuert werden.

Übliche Techniken zur Verminderung der Partikelemissionen (Staub) von diesen Anlagen sind Gewebefilter (FF) und Elektrofilter (ESP).

Elektrofilter nutzen elektrostatische Kräfte, um Partikel aus dem Rauchgas von Kesseln abzuscheiden und zurückzuhalten. In Gewebefiltern wird Staub abgeschieden, indem das Rauchgas durch einen Filter aus Gewebematerial geleitet wird.

Sowohl Elektro- als auch Gewebefilter sind hochwirksame Partikelabscheider mit Auslegungsleistungen über 99,5 %. Ob ein Elektrofilter oder ein Gewebefilter verwendet wird, hängt von der Brennstoffart, der Anlagengröße, dem Kesseltyp und -aufbau und den zu

erreichenden Zielwerten für die Partikelentfernung ab. Gewebefilter können etwas niedrigere Staubemissionen erreichen als Elektrofilter. Eine detaillierte Beschreibung von Elektro- und Gewebefiltern ist im BREF-Dokument zu Großfeuerungsanlagen enthalten [271, COM 2006].

Erreichter Umweltnutzen

Reduzierung von Staub- und Feinstaubemissionen. Feinstaub wird im Allgemeinen in PM₁₀ oder PM_{2,5} unterteilt, was jeweils Partikel („Particulate Matter“ -PM) mit einem aerodynamischen Äquivalentdurchmesser von 10 Mikrometern oder weniger bzw. von

2,5 Mikrometern oder weniger bezeichnet. Gewebefilter können Feinstaub wirksamer abscheiden als Elektrofilter.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Beide Techniken führen zu einer sehr hohen Partikelabscheidungsleistung von mehr als 99 % und haben sich in der Branche bewährt. Für sorgfältig konzipierte Anlagen, die unter normalen Betriebsbedingungen betrieben werden, liegt der Partikelgehalt des Rauchgases nach der Reinigung bei Elektrofiltern im Tagesmittel zwischen 5 und 20 mg/Nm³ und bei Gewebefiltern zwischen 1 und 10 mg/Nm³. In Tabelle 2.24 sind Beispieldaten für Wirbelschichtkessel, die mit Elektrofiltern oder Gewebefiltern ausgerüstet sind, zusammengestellt.

Tabelle 2.24: Staubemissionsdaten von Beispielkesseln in Papierfabriken, die unterschiedliche Brennstoffe verwenden und mit einem Elektrofilter oder Gewebefilter ausgestattet sind

Feuerungswärmeleistung (MW)	Jahr der Inbetriebnahme	Brennstoffe	Rauchgasreinigungssystem	Staub (mg/Nm ³)	O ₂ (%)	Art der Messung
48	1994	Rinde, Papier, Schlamm, Holzabfall	Trockensorption + FF	0 – 10 (TMW) 3 – 7 (MMW) 4 (JMW)	11	Kontinuierlich
4,8	2003	Holzabfall, Spuckstoffe, Schlamm	Trockensorption + FF, SNCR	0.1 – 0.3 (JMW)	11	Kontinuierlich
15	1984	Rinde, Schlamm, Kohle, Biogas	ESP + FF	1 – 4	11	Diskontinuierlich (jedes Jahr)
25	1982	Rinde, Schlamm, Biogas	ESP	15-16	11	Diskontinuierlich (jedes Jahr)
40	Nicht angegeben	Rinde	FF	1,1 – 4,4 (TMW) 2 (JMW)	11	Kontinuierlich
32	Nicht angegeben	Rinde, Bioschlamm	ESP	7 (JMW)	11	Kontinuierlich
35	2006	Biomasse (89 %), Spuckstoffe aus Papierabfall (11 %)	ESP	14 – 23 (TMW) 19 (JMW)	8	2/Jahr

Anmerkung: TMW = Tagesmittelwert; MMW = Monatsmittelwert; JMW = Jahresmittelwert. Die Beispielanlagen stehen in AT, DE, FR und PT (die Namen der Fabriken wurden als vertraulich erklärt). *Quellen:* ausgefüllte Fragebögen 2007 und 2009; [229, Stubenvoll et al.

Medienübergreifende Auswirkungen

Elektrofilter müssen mit Strom versorgt werden. Gewebefilter verursachen normalerweise einen höheren Druckabfall als ESP und können daher mehr Energie benötigen als die Rauchgasventilatoren. Die abgeschiedene Asche muss umweltgerecht behandelt und beseitigt werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Gebräuchliche Technik in Verbrennungsanlagen verschiedener Größen und für verschiedene Zwecke. Beide Techniken können in neuen Anlagen und als Umrüstungen bestehender Anlagen angewendet werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Investitionskosten für den Einbau eines Elektrofilters oder Schlauchfilters für eine Anlage mit 40 MWth belaufen sich geschätzt auf 1 Million Euro, für eine Anlage mit 60 MWth auf 1,4 Millionen Euro und für eine Anlage mit 100 MWth auf 2,1 Millionen Euro. Die Investitionskosten für Elektrofilter und Gewebefilter sind für einen Kessel mit der gleichen Kapazität ungefähr gleich [229, Stubenvoll et al. 2007].

In Tabelle 2.25 sind zusätzliche Kostendaten für Staubabscheider in kleineren Verbrennungsanlagen (2 – 20 MW) zusammengestellt.

Tabelle 2.25: Kostendaten für Staubabscheider in kleineren Verbrennungsanlagen

Kosten für die Staubentfernung ⁽¹⁾	Feuerungswärmeleistung: 2 MW	Feuerungswärmeleistung: 5 MW	Feuerungswärmeleistung: 20 MW	Bemerkungen
Investitionskosten-ESP in €	11 000 – 140 000	155 000 – 190 000	410 000 – 510 000	Einschließlich Errichtung, Isolierung, Heizung, Ascheabzug, elektronische Ausrüstung
Investitionskosten – FF in €	110 000 – 135 000	180 000 – 230 000	590 000 – 710 000	Einschließlich Errichtung, Isolierung, Heizung, Ascheabzug, elektronische Ausrüstung
Jährliche Betriebskosten – ESP in €	5 500	7 800	15 000	8 000 Betriebsstunden; einschließlich Kosten für elektrischen Strom und Druckverlust
Jährliche Betriebskosten – FF in €	7 200	16 000	62 000	8 000 Betriebsstunden; einschließlich Kosten für den Austausch von Filterröhren, elektrischen Strom, Druckverlust und Druckluft
<p><i>Quelle:</i> Fa. Scheuch (2006)</p> <p>(1) In beiden Fällen, bei ESP und FF, muss aus Sicherheitsgründen ein Multizyklon eingebaut werden (Entfernung großer Aschepartikel und Funken). Multizyklone erhöhen die Investitionskosten für Partikelabscheider um 5 – 10 %.</p> <p>Anmerkung: Mit neuen Anlagen, selbst bei Anlagen mit einem Einfeld-Elektrofilter, können die Werte bei circa 20 mg/Nm³ (im Tagesmittel) gehalten werden. Bei bestehenden Anlagen: Wenn der ESP dafür ausgelegt ist die Partikelkonzentration unter 50 mg/Nm³ zu halten, kann eine Umrüstung schwierig und der Austausch des gesamten ESP erforderlich sein.</p>				

Ein Beispiel für den Zusammenhang zwischen den Investitionskosten und der Staubreinigungsleistung eines ESP für eine Verbrennungsanlage mit einer Feuerungswärmeleistung von 1,2 MW (*Quelle:* Scheuch, 2006) lautet:

- ESP <50 mg/Nm³; 72 000 – 75 000 Euro

-
- ESP <20 mg/Nm³; 82 000 – 85 000 Euro

Wichtiger Grund für die Einführung

IED (Richtlinie 2010/75/EU über Industrieemissionen) und Großfeuerungsanlagen-Richtlinie (Richtlinie 2001/80/EG) sowie nationale Gesetzgebung.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Anlagen in Europa.

Referenzliteratur

[229, Stubenvoll et al. 2007], [189, Norrström 2010], [Befragungen 2007 und 2009].

2.9.7.2 Reduzierung von NO_x-Emissionen

Grundsätzlich können primäre (prozessintegrierte) Maßnahmen und sekundäre Maßnahmen zur Abscheidung von NO_x nach der Verbrennung verwendet werden, um die NO_x-Emissionen zu verringern. Die Sekundärmaßnahmen beeinflussen sowohl das thermische NO_x als auch das Brennstoff-NO_x.

2.9.7.2.1 Primärmaßnahmen zur NO_x-Reduzierung

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Die Bildung von NO_x im Feuerraum hängt im Wesentlichen von drei Parametern ab: Temperatur, Sauerstoffzufuhr und N-Gehalt im Brennstoff. Die Primärmaßnahmen zur NO_x-Reduzierung umfassen Maßnahmen wie die Optimierung der Brennerfeuerung, die Verwendung von Brennstoffen mit niedrigem N-Gehalt, geringe Überschussluft, Brenner mit niedrigen NO_x-Emissionen (nur für flüssige und gasförmige Brennstoffe), Luftstufung (Oberluft) und Rauchgaszirkulation. In diesem Abschnitt werden nur die allgemeinen Grundlagen der NO_x-Bildung und die eingesetzten Reduktionstechniken behandelt. Für eine genaue Beschreibung wird auf das BVT-Merkblatt zu Großfeuerungsanlagen verwiesen [271, COM 2006]. Brenner mit niedrigen NO_x-Emissionen für flüssige und gasförmige Brennstoffe sind dafür konzipiert, die Brennstoff- und Luftvermischung zu regulieren, damit größere und verzweigtere Flammen entstehen. Dadurch wird die Spitzenflammentemperatur verringert und es bildet sich weniger thermisches NO_x. Die verbesserte Flammenstruktur trägt auch dazu bei, dass die im heißesten Teil der Flamme zur Verfügung stehende Sauerstoffmenge verringert und somit der Wirkungsgrad des Brenners erhöht wird. In herkömmlichen öl- oder erdgasbefeuerten Kesseln sind die Brenner, über die das Brennstoff-Luft-Gemisch zugeführt wird, gewöhnlich so konzipiert, dass Verbrennungsbedingungen mit niedrigen NO_x-Emissionen aufrecht erhalten werden. In herkömmlichen Kesseln wird oft auch Steinkohle oder Torf als feiner Staub verbrannt, der über die Brenner zugeführt wird, deren Konzeption eine Verbrennung mit niedrigen NO_x – Emissionen gewährleistet. In Brennern mit niedrigen NO_x-Emissionen wird die primäre Verbrennungsluft über das Brennstoff-Luft-Gemisch dem Brenner zugeführt. Die sekundäre und tertiäre Luft wird separat zur Sicherstellung eines geeigneten Primär-/Sekundär-/Tertiärluft-Gleichgewichtes in der Flammenzone zugeführt, um Verbrennungsbedingungen mit niedriger NO_x- Bildung aufrechtzuerhalten. Sofern notwendig, kann noch etwas Luft über der Hauptflammenzone zur Vervollständigung der Brennstoffverbrennung zugeführt werden. Der Zweck der mehrstufigen Luftzuführung besteht darin, den Brennstoff ohne Luftüberschuss und sogar unter reduzierenden Bedingungen zu verbrennen. Das bedeutet, dass nicht genug Sauerstoff für eine nennenswerte NO_x-Bildung vorhanden und die Flammentemperatur im Vergleich zu herkömmlichen Brennern niedriger ist, was die NO_x-Bildung weiter vermindert. Brenner mit niedrigen NO_x-Emissionen können mit anderen Primärmaßnahmen, wie Oberluft oder Rauchgasrückführung kombiniert werden. Durch die Kombination von Brennern mit niedrigen NO_x-Emissionen und anderen Primärmaßnahmen kann eine Verringerung der NO_x-Emissionen von bis zu circa 70 % erzielt werden. Bei der Luftstufung wird Oberluft in den Kessel oder Feuerraum eingeleitet. Die Stufung der Luft im Brenner (interne Luftstufung) ist im Allgemeinen eines der Konstruktionsmerkmale von Brennern mit niedrigen NO_x-Emissionen. Bei der Verwendung von Oberluft im Feuerraum („Over Fire Air“ - OFA) muss die Verbrennungsluft in Primär- und Sekundärluft unterteilt werden, um einen vollständigen Ausbrand und die Bildung

von N_2 anstelle von NO_x zu erreichen. Die Primärluft (70 – 90 %) wird mit dem Brennstoff gemischt, wobei eine sauerstoffarme, brennstoffreiche Zone mit relativ niedrigen Temperaturen geschaffen wird und sich geringe Mengen von Brennstoff- NO_x bilden. Die sekundäre (10 – 30 %) Verbrennungsluft wird über der Verbrennungszone eingedüst. Die zweite Stufe mit relativ niedriger Temperatur begrenzt die Erzeugung von thermischen NO_x . Die Lage der Einspritzöffnungen und der Oberluftbeimischung ist wesentlich, um eine effiziente Verbrennung aufrechtzuerhalten. Die Rauchgasrückführung umfasst die Gasrückführung in den Feuerraum oder den Brenner. Bei dieser Technologie wird ein Teil des Rauchgases (z. B. 20 – 30 %) zurückgeführt (bei 350 – 400 °C) und mit der Verbrennungsluft vermischt. Die dadurch entstehende Verdünnung in der Flamme verringert die Temperatur und die Verfügbarkeit von Sauerstoff und somit die Bildung von thermischem NO_x . Die Nachrüstung von Kesseln mit Rauchgasrückführung geht mit dem Einbau eines Systems zur Rauchgasabsaugung aus der Kesselanlage, zusätzlichen Leitungen, einem Gebläse und einer Flugaschesabscheidevorrichtung einher. Die Flugascheabscheidevorrichtung ist erforderlich, um das Rauchgas vor der Rückführung von Staub zu befreien. Die Wärmeverteilung im Feuerraum kann aufgrund des erhöhten Durchsatzes beeinträchtigt sein. Eine übermäßige Rauchgasrückführung kann auch zu Problemen mit Flammeninstabilität und erhöhten Dampftemperaturen führen. Mit der Rauchgasrückführung allein wird nur eine geringe NO_x -Reduktionsleistung bzw. eine Leistung von weniger als 20 % erreicht; die Maßnahme kann aber mit anderen Emissionsminderungsmaßnahmen kombiniert werden. Eine bestimmte Art von Brenner mit niedrigen NO_x -Emissionen ist die „Dry-Low- NO_x “-Technologie (DLN), die hauptsächlich bei Gasturbinen angewendet wird. Das Dry-Low- NO_x -Verbrennungssystem (DLN) erzielt niedrige Emissionen wenn es im trockenen Vormischmodus mit Erdgas als Brennstoff betrieben wird, d. h. in den Gasbrennstoffanlagen erfolgt keine Wasser- oder Dampfeindüsung. Das Dry-Low- NO_x -Verbrennungssystem verringert die NO_x -Emissionen durch Magerverbrennung mit Vormischung in Mehrzonenflammpfählen sowie durch Steuervorrichtungen, die abhängig von der Betriebsart Brennstoff in die verschiedenen Flammrohrzonen leitet. Brenner mit niedrigen NO_x -Emissionen sind wie andere Techniken zur Minderung von NO_x -Emissionen nicht spezifisch für die Zellstoff- und Papierindustrie, sondern können allgemein für Kessel und Gasturbinen angewendet werden. Der Einsatz von Verfahren mit niedrigen NO_x -Emissionen zur Verbrennung von festen Brennstoffen und von Rückständen aus der Zellstoff- und Papierfabrik (Rinde, Holzabfall, Schlamm) in Wirbelschichtkesseln wird in Abschnitt 2.6.1.2.3 erläutert. Steinkohle und Braunkohle eignen sich gut zur Verbrennung als Hauptbrennstoff oder Stützbrennstoff in Wirbelschichtsystemen, die bei Anwendung der Luftstufung und/oder Rauchgasrückführung eine geringe NO_x -Bildung fördern.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die durch die Primärmaßnahmen verursachten medienübergreifenden Auswirkungen sind im Allgemeinen gering. Optimierte Feuerräume verhindern Sauerstoffüberschuss und hohe Temperaturen, was beides die NO_x -Bildung fördert. Ein übermäßig niedriger Sauerstoffüberschuss erhöht jedoch die Gefahr einer unvollständigen Verbrennung mit höheren CO-Emissionen (Kohlenmonoxid) und TOC-Emissionen. Beim Versuch sehr niedrige NO_x -Emissionswerte durch Verringerung des Luftstroms zu erzielen, muss das richtige Gleichgewicht gefunden werden. In einigen Fällen kann durch die Rückführung von Rauchgasen die Regulierung der Verbrennung verbessert werden, was dann zu einer Verringerung der CO-Emissionen führt. Aufgrund der niedrigeren Temperatur kann in einigen Anlagen eine Abnahme der Energieeffizienz beobachtet werden.

In Wirbelbettreaktoren kann die Eindüsung von Sekundärluft zu einer Verringerung des Energieverbrauchs führen, da Sekundärluft mit einem niedrigeren Druck eingedüst wird als Primärluft.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die NO_x -Emissionen von einem Biomasse-Hilfskessel hängen vom verwendeten Brennstoff und den Verbrennungsbedingungen ab. Der Stickstoffgehalt von Biomasse schwankt in Bezug auf verschiedene Arten und bei bestimmten Biomassearten schwankt der N-Gehalt zwischen unterschiedlichen Pflanzenfraktionen. Höhere Emissionen, die auf die Verwendung von Rohmaterialien oder Prozessen zurückzuführen sind, die stärkere Belastungen verursachen (höherer N-Gehalt), können durch größere Anstrengungen bei der Vermeidung und Verminderung der Verschmutzung (Primär- oder Sekundärmaßnahmen) ausgeglichen werden. Die Emissionsüberwachung mit Online- NO_x -Messgeräten und Sauerstoffmessgeräten trägt dazu bei sicherzustellen, dass Verbrennungsbedingungen mit niedrigen

NO_x-Emissionen aufrecht erhalten und Emissionsziele erreicht werden. Eine wirksame Verringerung der NO_x-Emissionen durch Primärmaßnahmen macht den Einbau eines guten Regelsystems für die Feuerungsleistung in Wirbelschichtkesseln erforderlich. Die Primärtechniken führen zu einer NO_x-Reinigungsleistung ab circa 20 % für einzelne Primärmaßnahmen (Brenner mit niedrigen NO_x-Emissionen, Luftstufung, Rauchgaszirkulation) bis zu 70 % bei der Kombination von Primärmaßnahmen miteinander. Mit modernen Wirbelschichtkesseln, in denen unter Einsatz von Stützbrennstoff Aufschluss- und Rejektschlämme verbrannt werden, können die Emissionen wirksam reduziert und optimiert werden. Die Art des Brennstoffs, die zusätzlich in den Kesseln angewendeten Emissionsminderungstechniken und die festgelegten Emissionsziele haben einen Einfluss auf die erreichten Emissionswerte. Nachstehend werden Beispiele für erreichte Emissionen für verschiedene Brennstoffe und Kessel angeführt.

- I. In Wirbelschichtkesseln, in denen hauptsächlich feste Brennstoffe und Schlamm verbrannt werden, werden Brenner mit niedrigen NO_x-Emissionen während den normalen Betriebsbedingungen nicht verwendet. Sie können bei Anfahr- und Abfahrvorgängen genutzt werden. Durch Luftstufung und Rauchgasrückführung können die NO_x-Emissionen unabhängig von der verwendeten Brennstoffmischung auf einen Wert von 200 mg/Nm³ (6 % O₂) gesenkt werden.

Tabelle 2.26 zeigt die angewendeten Emissionsminderungstechniken und die erreichten Emissionswerte für NO_x und CO einiger Verbrennungsanlagen, die in europäischen Zellstoff- und Papierfabriken (AT, CE, FR) mit unterschiedlichen Brennstoffmischungen betrieben werden. In einigen Beispielanlagen werden Primär- und Sekundärmaßnahmen (siehe Abschnitt 2.9.7.2.2) angewendet.

Tabelle 2.26: NO_x-Emissionsdaten für Beispiel-Wirbelschichtkessel von Papierfabriken, die Primär- und/oder Sekundärmaßnahmen zur NO_x-Reduktion anwenden

Feuerungswärmeleistung (MW)	Jahr der Inbetriebnahme	Brennstoffe	Rauchgasreinigungssystem	NO _x (mg/Nm ³)	CO (mg/Nm ³)	O ₂ (%)	Anmerkung
48	1994	Rinde Schlamm Papier Holzabfall	Primärmaßnahmen	90 – 220 (TMW) 142 – 187 (MMW) 165 (JMW)	3 – 20 (TMW) 4 – 9 (MMW) 6,4 (JMW)	11	C _{org} <2 mg/Nm ³
4,8	2003	Holzabfall Spuckstoffe Schlamm	Primärmaßnahmen SNCR	161 – 171 (JMW)	2,3 – 2,8 (JMW)	11	C _{org} <1 mg/Nm ³
40	Nicht angegeben	Rinde	Oberluft	80 – 150 (TMW) 116 (JMW)	70 – 170 (TMW) 95 (JMW)	11	C _{org} 4 mg/Nm ³
32	Nicht angegeben	Rinde, Bio-schlamm	Primärmaßnahmen	148 (JMW)	54 (JMW)	11	NV

Anmerkung:
Die Zahlen basieren alle auf kontinuierlichen Messungen.
NV = nicht verfügbar; TMW = Tagesmittelwert; MMW = Monatsmittelwert; JMW = Jahresmittelwert
Quelle: Befragungen 2007 und 2009

- II. Wie anhand einiger Beispiel in Tabelle 2.27 dargestellt, wird in gasbefeuerten Dampferzeugern oder Kesseln mit Brennern mit niedrigen NO_x-Emissionen eine NO_x-Konzentration von 60 mg/Nm³ bis fast 100 mg/Nm³ (bei 3 % O₂) erzielt. Die CO-Emissionen liegen im Allgemeinen unter 20 mg/Nm³ (bei 3 % O₂). Die Emissionswerte sind als Tagesmittelwerte angegeben und werden bei gasbefeuerten Kesseln mit einer Kapazität von 17 MW bis > 50 MW gemessen. Bei einigen Kesseln sind kontinuierliche Messsysteme für NO_x und CO in Betrieb.

Tabelle 2.27: NO_x-Emissionsdaten für gasbefeuerte Beispielkessel von österreichischen Papierfabriken, die Techniken für niedrige NO_x-Emissionen anwenden

Feuerungswärmeleistung (MW)	Jahr der Inbetriebnahme	Rauchgasreinigungssystem	NO _x (mg/Nm ³)	CO (mg/Nm ³)	O ₂ (%)	Art der Messung
17	NV	Brenner mit niedrigen NO _x -Emissionen	95 (JMW)	19 (JMW)	3	Diskontinuierlich
45	2002	Brenner mit niedrigen NO _x -Emissionen	56 – 72 (TMW) 61 (MMW) 60 (JMW)	3 – 5 (TMW) 4 (MMW) 4 (JMW)	3	Kontinuierlich
48	1977	Brenner mit niedrigen NO _x -Emissionen (nachgerüstet), Rauchgasrückführung	86 – 96 (TMW) 92 (MMW) 88 (JMW)	4 – 13 (TMW) 7 (MMW) 7 (JMW)	3	Kontinuierlich

Anmerkung:
 NV = Daten nicht verfügbar. Bei allen Kesseln wird Gas als Brennstoff eingesetzt. TMW = Tagesmittelwert; MMW = Monatsmittelwert; JMW = Jahresmittelwert.
 Quelle: Befragungen 2007, 2009.

- III. Mit Techniken für niedrige NO_x-Emissionen in kombinierten Gas- und Dampfturbinenanlagen (GuD-Anlagen) wird bei neuen Anlagen eine NO_x-Konzentration von 40 mg/Nm³ (bei 15 % O₂) und von 60 - 90 mg/Nm³ (bei 15 % O₂) für die in

Tabelle 2.28 dargestellten Beispielanlagen erzielt. Die CO-Emissionen liegen im Allgemeinen unter 40 mg/Nm³ (bei 15 % O₂). Die Emissionswerte sind als Tagesmittelwerte angegeben und werden bei neueren und älteren Anlagen mit unterschiedlichen Kapazitäten gemessen. In den meisten GuD-Kesseln werden kontinuierliche Messsysteme für NO_x und CO verwendet.

Tabelle 2.28: NO_x-Emissionsdaten für eine Beispiel-GuD-Anlage österreichischer Papierfabriken, die Techniken für niedrige NO_x-Emissionen anwenden

Feuerungswärmeleistung (MW)	Jahr der Inbetriebnahme	Rauchgasreinigungssystem	NO _x (mg/Nm ³)	CO (mg/Nm ³)	Art der Messung
23	1997	DLN	70 – 90 (TMW)	0 – 40 (JMW)	Kontinuierlich

Anmerkung: Die Zahlen basieren alle auf kontinuierlichen Messungen und einem O₂-Gehalt von 15 % bei Verwendung von Gas als Brennstoff. TMW = Tagesmittelwert; MMW = Monatsmittelwert; JMW = Jahresmittelwert.
 Quelle: Befragungen 2006 und 2008.

- IV. Für ölbefeuerte Dampferzeuger wurden beim Informationsaustausch in Bezug auf die BVT keine Daten zu den mit Primärmaßnahmen erzielten NO_x-Emissionen zur Verfügung gestellt.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Brenner mit niedrigen NO_x-Emissionen, Luftstufung und Rauchgasrückführung (für Wirbelschichtkessel) wurden bei der Nachrüstung bestehender Kessel und bei der Errichtung von neuen Kesseln erfolgreich angewendet. Die Primärmaßnahmen haben sich in der Branche bewährt.

Die hier beschriebenen Primärmaßnahmen sind gebräuchliche Techniken für neue Anlagen und werden seit vielen Jahren angewendet. Die Nachrüstung bestehender Anlagen mit Primärmaßnahmen ist grundsätzlich möglich. Bei einigen Kesseln kann eine Nachrüstung aus folgenden Gründen schwierig sein:

- Wirbelschichtkessel: Räumliche Einschränkungen und die Notwendigkeit eine wirksame Regelung für die Feuerungsleistung einzubauen können in einigen Anlagen zu höheren Kosten führen.
- GuD-Anlage: Einführung der DLN-Technologie ist unter Umständen nicht möglich, wenn dies im ursprünglichen Errichtungskonzept nicht vorgesehen war. Die Dampf- oder Wassereindüsung ist jedoch in jedem Fall möglich.
- Öl- und gasbefeuerte Kessel: Brenner mit niedrigen NO_x-Emissionen können in jeder Anlage eingebaut werden; Schwierigkeiten können sich in sehr alten Anlagen mit räumlichen Einschränkungen ergeben.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Investitionskosten für Brenner mit niedrigen NO_x-Emissionen belaufen sich geschätzt auf 1 – 2 Millionen Euro für Kessel im Bereich von 50 – 100 MW (Daten aus der Datei ÄF Engineering, 2009). Es wird nicht von einer größeren Erhöhung der Betriebskosten ausgegangen.

Wichtiger Grund für die Einführung

IED (Richtlinie 2010/75/EU über Industrieemissionen) und Großfeuerungsanlagen-Richtlinie (Richtlinie 2001/80/EG) sowie nationale Gesetzgebung. Wichtige Gründe für die Einführung sind unter anderem rechtliche Anforderungen und europäische Luftqualitätsziele wie die nationalen Emissionsobergrenzen, die für versauernde und eutrophierende Schadstoffe festgelegt wurden, um den Schutz der Umwelt und der menschlichen Gesundheit gegen die mit diesen Schadstoffen einhergehenden Gefahren zu verbessern (Richtlinie 2001/81/EG des Europäischen Parlaments und des Rates über nationale Emissionsobergrenzen für bestimmte Luftschadstoffe).

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Fabriken innerhalb und außerhalb von Europa.

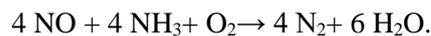
Referenzliteratur

[1, Finnish BAT Report 1997], [229, Stubenvoll et al. 2007], [Befragungen 2007 und 2009].

2.9.7.2.2 Selektive nichtkatalytische Reduktion (SNCR)

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

In SNCR-Systemen werden Ammoniak oder Harnstoff innerhalb eines geeigneten Temperaturfensters in den Feuerraum eingespritzt. Die NO_x-Emissionen können durch die Reaktion zwischen NO und dem Reduktionsmittel zu Stickstoff und Wasser um 30 % bis 70 % verringert werden. Die gebräuchlichsten Reaktionsmittel in SNCR-Prozessen sind wasserfreies Ammoniak, Ammoniakwasser und Harnstofflösung. Beim SNCR-Verfahren ist das Ammoniakmolekül das aktive Reduktionsmittel. Bei der Verwendung von Harnstofflösung in einem solchen Entstickungsverfahren, wird der Harnstoff vor der Entstickung zuerst in Ammoniak umgewandelt. Die dominierende Reaktion in den SNCR-Verfahren von Verbrennungsprozessen, bei denen NO die Haupt-NO_x-Art ausmacht, ist:



Im effizienteren SCR-Prozess wird ungefähr 1 Mol Ammoniak pro Mol abgebautem NO_x oder ungefähr 0,5 Mol Harnstoff pro Mol abgebautem NO_x benötigt. Der SNCR-Prozess ist, was die Nutzung von Reagenzien betrifft, nicht so effizient wie die SCR. Bei diesem Verfahren müssen die Reagenzien in einem überstöchiometrischen Verhältnis zugegeben werden. Bei der SNCR kann dies im Bereich von 1,5 – 2 Mol (oder in einigen Fällen sogar noch höher) liegen. Der ungefähre Reagenzienverbrauch bei SCR- und SNCR-Prozessen ist:

SCR: Der Abbau von 1 kg NO_x erfordert 0,37 kg NH₃ oder 0,653 kg Harnstoff. SNCR: Der Abbau von 1 kg NO_x erfordert 1,2 – 1,9 kg NH₃ oder 2,2 - 3,3 kg Harnstoff.

Das Temperaturfenster für wirksame SNCR-Vorgänge liegt normalerweise zwischen 800 und 1 050 °C. Wenn die Reaktionstemperatur auf über 1 000 °C steigt, sinkt die NO_x-Abscheiderate durch den thermischen Abbau von Ammoniak. Unter 800 °C verringert sich die NO_x-Abbaurate und der Ammoniakschlupf kann sich erhöhen. Je länger das Reagens sich im optimalen Temperaturfenster befindet, umso besser ist der NO_x-Abbau. Verweilzeiten über einer Sekunde führen zu einem optimalen NO_x-Abbau.

Ammoniakschlupf durch die SNCR-Systeme ist entweder durch das Eindüsen bei Temperaturen, die zu niedrig für eine effektive Reaktion mit NO_x sind oder durch übermäßiges Eindüsen des Reagens bedingt. Die Verminderung des Ammoniakschlupfes in SNCR-Systemen ist schwierig, da es keine Möglichkeit für eine wirksame Rückkopplung zur Regelung der Reagenseindüsung gibt. Eine weitere Schwierigkeit besteht darin, dass das Reagens da eingebracht werden sollte, wo es am wirksamsten ist und die NO_x-Verteilung ist über den Kesselquerschnitt gesehen unterschiedlich.

Die Verteilung des Reagens muss insbesondere in großen Kesseln geregelt werden, da die über den Kesselquerschnitt zurückzulegende Strecke so groß ist. Normalerweise werden mehrere Eindüspunkte verwendet, um den durch Kessellastschwankungen verursachten Temperaturänderungen zu folgen. In gut geregelten SNCR-Systemen liegen die NH₃-Emissionen im Bereich von 1 – 10 mg/Nm³ (siehe „Umweltleistung und Betriebsdaten“ und das BREF-Dokument zu Großfeuerungsanlagen).

Umweltleistung und Betriebsdaten

Für die SNCR wird eine Reduktion von 30 % bis 70 % berichtet (Daten aus der Datei ÅF Engineering, 2009). Das Ergebnis der SNCR-Anwendung wird stark durch Schwankungen der Betriebsbedingungen des Kessels beeinflusst und die Harnstoff-/Ammoniakzugabe muss ständig geregelt werden. Es sollte eine kontinuierliche NO_x-Messung erfolgen und die Erfahrung zeigt, dass zuverlässige Ergebnisse erzielt werden.

Die höchstmögliche NO_x-Reduktion in einem Rindenkessel liegt bei circa 30 – 50 % und wird durch Wechsel der Verbrennungstechniken und/oder Anwendung eines SNCR-Verfahrens erzielt. Die NO_x-Emissionen belaufen sich in diesem Fall auf 40 – 60 mg/MJ, das entspricht circa 100 – 200 mg/Nm³. Die erzielten Emissionsdaten für SNCR-Anwendungen in Wirbelschichtkesseln sind auch in Tabelle 2.26 dargestellt.

In Abbildung 2.25 sind die gemessenen Tagesmittelwerte der Emissionsdaten (2009) des Kessels mit brodelndem Wirbelschichtbett der Fabrik KRAFT SE 1 zusammengestellt. Der Biomassekessel verfügt über eine Feuerungswärmeleistung von 132 MW_{th}. Es werden folgende Brennstoffe verwendet (angegeben als Energieeinsatz): 0,16 % leichtes Heizöl; 2,07 % Torf, 1,92 % Abfall aus der innerbetrieblichen Altpapierverarbeitung; 91,56 % Rinde, Forstrückstände und Sägespäne sowie 4,29 % Holzabfall. Der Kessel ist mit Oberluft, SNCR zum NO_x-Abbau und einem Schlauchfilter mit Kalkeindüsung für die Vorfilterschicht zur Staubabscheidung ausgerüstet. In Abhängigkeit von der Kessellast wird Harnstoff in verschiedene Bereiche und in unterschiedlichen Mengen in den Kessel eingedüst. Der Kalk wird nur als Vorfilterschicht verwendet, wenn neue Filter eingeführt werden. Alkalische Partikel von der als Brennstoff verwendeten Rinde haben die gleiche Wirkung wie eingedüster Kalk. NO wird online gemessen (zusätzlich wird NO₂ einmal jährlich gemessen);

2009 betrug der Anteil von NO₂ am Gesamt-NO_x (NO + NO₂) 7,4 %, d. h. 100 mg NO/Nm³ entsprechen 108 mg NO_x/Nm³. HCl belief sich auf <1 mg HCl/Nm³ über das gesamte Jahr. Die TOC-Emissionen schwankten zwischen <1 mg/Nm³ und 5 mg/Nm³ im Jahresverlauf.

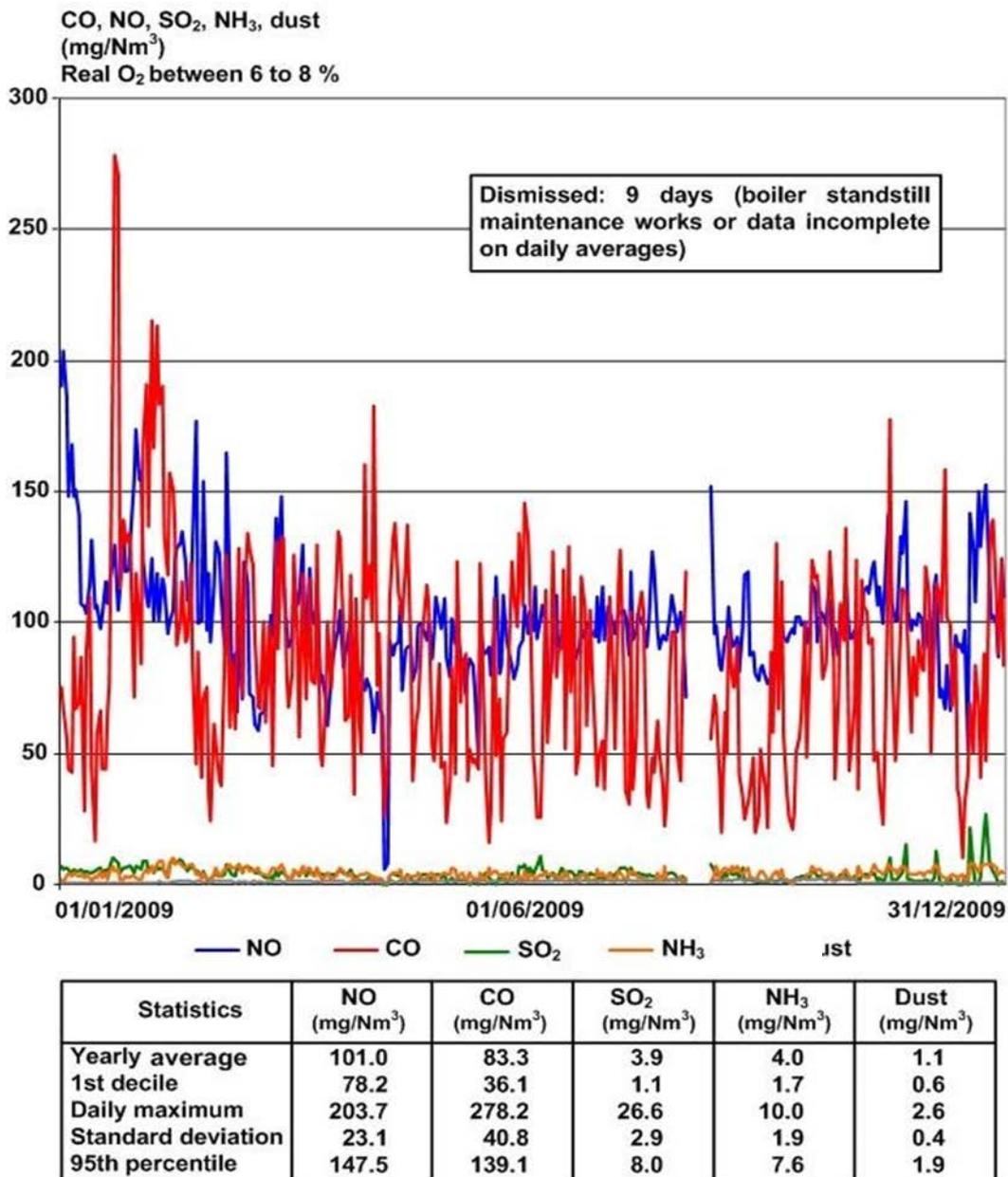


Abbildung 2.25: Tagesmittelwerte der Emissionsdaten für den mit SNCR ausgestatteten Kessel mit brodelndem Wirbelschichtbett der Fabrik KRAFT SE 1

Die Steuerung der SNCR in Rindenkesseln ist manchmal wegen der innerhalb relativ kurzer Zeit auftretenden Lastschwankungen in den Rindenkesseln schwierig. Dies führt dazu, dass die durch diese Techniken erzielten NO_x-Abbauraten schwanken. Daher ist es manchmal schwer, eine stabile NO_x-Reduktion durch SNCR in Kesseln mit schnell wechselnden Betriebsbedingungen zu erreichen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Der eingedüste Harnstoff oder das eingedüste Ammoniak reagieren nicht vollständig, sondern ein kleiner Teil des Reagens entweicht in das Rauchgas. Der Vorteil verringerter NO-Emissionen sollte gegen erhöhte NH₃-Emissionen abgewogen werden und der Ammoniak schlupf muss kontrolliert und so niedrig wie möglich gehalten werden („siehe Umweltleistung und Betriebsdaten“ unten). Der Harnstoff wird abhängig von der Stöchiometrie zugegeben und eine leichter Ammoniakanstieg (Schlupf) kann nachgewiesen werden. Messungen haben aber gezeigt, dass die Gefahr sehr gering ist. Eine potentielle Gefahr besteht darin, dass sich nicht umgesetzter Ammoniak mit SO₃ verbindet und Ammoniumbisulfat bildet. Ammoniumbisulfat fällt bei den Betriebstemperaturen des Luftvorwärmers aus und kann letztlich zum Fouling und der Verstopfung des Luftvorwärmers führen. Bei unzureichender Regelung besteht ein gewisses

Risiko, dass durch einen SNCR-Prozess Stickstoff(I)-oxid (N₂O) entsteht, was zum Treibhauseffekt beiträgt. Das Auftreten von N₂O-Emissionen ist jedoch bei kohlebefeueten Kesseln wahrscheinlicher als bei biomassebefeueten Kesseln (siehe das BREF-Dokument zu Großfeuerungsanlagen). Die CO₂-Emissionen, die in Verbindung mit der Nutzung von Harnstoff und Ammoniak für die NO_x-Reduktion auftreten, sind im Vergleich zur Gesamterzeugung von CO₂ bei der Zellstoff- und Papierherstellung relativ klein bis vernachlässigbar. Eine Verringerung der NO_x-Emissionen ist jedoch aus Gründen des Gesundheitsschutzes und um die Umwelt vor schädlichen Auswirkungen (wie Eutrophierung, Versauerung und Ozonbildung) zu schützen, notwendig.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

SNCR-Systeme sind in unterschiedlichen Anlagen verschiedener Sektoren weit verbreitet und stellen eine kosteneffektive Maßnahme zur Verringerung der NO_x-Emissionen auf niedrige Werte dar. Der Einbau in neuen Anlagen ist eine gebräuchliche Technik und viele bestehende Wirbelschichtreaktoren wurden mit SNCR nachgerüstet. Es kann unter Umständen schwierig sein, die optimalen Reaktionsbedingungen bei bestehenden Kesseln einzustellen, weshalb das Potenzial zur NO_x-Reduktion auf ungefähr 40 % begrenzt ist.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Investitionskosten für die Einführung der SNCR-Technik in Kesseln wurden in Abhängigkeit von der Feuerungswärmeleistung wie folgt angegeben: 40 MWth: 0,7 Millionen Euro, 60 MWth: 0,8 Millionen Euro, 100 MWth: 1 Million Euro [229, Stubenvoll et al. 2007]. Die Investitionskosten umfassen die Eindüsungsanlagen, Rohrleitungen, Pumpen, Tanks sowie den Umbau/die Anpassung des Kessels. Die Betriebskosten bestehen hauptsächlich aus dem Kauf von Harnstoff. Pro kg abgebautem NO_x werden circa 1 – 2 kg Harnstoff benötigt.

Bei einer anderen Schätzung (Daten aus der Datei ÅF Engineering, 2009) werden die Investitionen für SNCR bei Kesseln im Bereich von 50 – 100 MWth auf circa 0,2 – 0,3 Millionen Euro geschätzt. Außerdem sollten die Betriebskosten, hauptsächlich für Ammoniak, berücksichtigt werden.

Wichtiger Grund für die Einführung

IED (Richtlinie 2010/75/EU über Industrieemissionen) und Großfeuerungsanlagen-Richtlinie (Richtlinie 2001/80/EG) sowie nationale Gesetzgebung. NO_x weist ein Versauerungspotenzial auf und kann die Eutrophierung erhöhen. In einigen empfindlichen Seengebieten in Europa wird deshalb eine weitere Verringerung der NO_x-Emissionen durch Sekundärmaßnahmen wie SNCR als notwendig betrachtet. Ein weiterer wichtiger Grund für die Einführung kann darin bestehen, die Luftqualitätsziele zu erfüllen und die Einführung kann davon abhängen, ob die nationalen kritischen NO_x-Frachten gemäß der NEC-Richtlinie (Richtlinie 2001/81/EG) überschritten wurden und zusätzliche Maßnahmen zur NO_x-Abscheidung erforderlich sind. Eine Gebühr für NO_x-Emissionen in Schweden kann ebenfalls einen Anreiz für eine weitergehende NO_x-Verringerung darstellen.

Anlagenbeispiele

Eine Reihe von Einrichtungen in SE, AT und DE wenden die SNCR-Technik bei Rindenkesseln, Verbrennungsanlagen für Deinkingschlamm und verschiedene Arten von Wirbelschichtkesseln an. In Schweden stellt die SNCR-Technik für Rindenkessel eine gebräuchliche Technik dar.

Referenzliteratur

[166, KRAFT SE 1 mill 2010], [189, Norrström 2010], [229, Stubenvoll et al. 2007],

[SEPA-Report 4008], [SEPA-Report 4713-2, 1997].

2.9.7.3 Reduzierung von SO₂ und anderen gasförmigen Schadstoffen

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

SO₂-Emissionen sowie andere gasförmige Schadstoffe hängen von den verwendeten Brennstoffen, dem Aufbau und dem Betrieb des Feuerraums und den angewendeten Emissionsminderungstechniken ab.

Die Notwendigkeit einer Emissionsminderungstechnik und im gegebenen Fall die Art der anzuwendenden Technik wird gewöhnlich gemäß dem Verschmutzungspotential des Brennstoffs und dem Verbrennungsprozess ermittelt. Wird zum Beispiel nur Rinde verbrannt sind die gasförmigen Schwefelemissionen gering. In diesem Fall wird keine Maßnahme zur Verringerung der SO₂-Emissionen angewendet.

Wenn Brennstoffmischungen, in denen fossile Brennstoffe mit unterschiedlichem Verschmutzungspotential enthalten sind, verbrannt werden, stehen folgende Maßnahmen zur Vermeidung und/oder Verringerung der SO₂-Emissionen zur Verfügung:

- Verwendung von schwefelarmem Brennstoff.
- Verwendung von Emissionsminderungstechniken wie:
 - Eindüsung von Kalk oder Kalkstein zur Entschwefelung in den Kessel (Wirbelschichtkessel);
 - Sprühabsorptionswäscher;
 - Nasswäscher (Verwendung im Sektor selten);
 - Sonstige Verfahren zur Eindüsung von Sorptionsmitteln (z. B. Aktivkohle).

Die gebräuchlichste und oft wirtschaftlichste Art und Weise, das SO₂ in der Zellstoff- und Papierindustrie zu vermindern, besteht in der Verwendung schwefelarmer Brennstoffe. Schwefelarme Brennstoffe enthalten 0,02 – 0,05 Gewichtsprozent Schwefel (z. B. Forstbiomasse, schwefelarmes Öl). Schwefelarmes Heizöl mit 0,05 Gewichtsprozent Schwefel ist in vielen Bereichen von verschiedenen Zulieferern erhältlich. Schwefelarmes Heizöl ist auch stickstoffarm (circa 0,05 Gewichtsprozent) und aschearm (circa 0,005 Gewichtsprozent), so dass niedrige NO_x- und Partikelemissionen erzielt werden [189, Norrström 2010]. In Wirbelschichtkesseln enthält die Kesselasche bereits geringe Mengen Calcium, das den im Brennstoff enthaltenen Schwefel bindet. Eine zusätzliche Verringerung der SO₂-Emissionen wird durch das Eindüsen von Kalk in den Kessel erreicht, wobei ein Calcium/Schwefel-Verhältnis im Bereich von 1 – 3 eingestellt wird. Ein hoher Calciumüberschuss ermöglicht eine Schwefelabscheidung von 80 – 95 % mit der Kesselasche, wobei der höhere Wert mit der WFS zu erzielen ist. Die optimale Schwefelabscheidung erfolgt bei einer Verbrennungstemperatur von circa 850 °C. Der Nachteil der Kalkeindüsung besteht in der erhöhten Aschemenge. In rostbefeuereten Kesseln gibt es keine wirksamen internen Mittel zur Verminderung der SO₂-Emissionen. Externe Schwefel- und SO₂-Abscheidemethoden können ebenfalls angewendet werden. Es stehen sowohl nasse als auch halbnahe Verfahren, bei denen jeweils durch den Einsatz von alkalischen Waschlösungen Schwefel gebunden wird, und trockene Verfahren zur Verfügung. Trockene Verfahren sind im Vergleich zur verbesserten Regelung der Wirbelbettverbrennung, zur Kalkeindüsung in den Kessel oder zu externen Nassverfahren weniger wirksam. Nasswäscher werden jedoch nur in sehr wenigen Fällen verwendet. Trockene und halbtrockene Prozesse werden hauptsächlich angewendet, um geringere Schadstofffrachten abzuscheiden. Sie dienen hauptsächlich als Abgasreinigungsanlagen für verschiedene Schadstoffe wie SO₂, HCl, TOC, Schwermetalle, PCDD/PCDF (die beiden letztgenannten Schadstoffgruppen treten normalerweise im Zellstoff- und Papiersektor nicht in erheblichen Konzentrationen auf). Die Einrichtungen bestehen hauptsächlich aus einem Trockenreaktor oder Sprühabsorber, gefolgt von einer wirksamen Partikelminderungsvorrichtung, wie einem Elektro- oder Gewebefilter und einigen Nebeneinrichtungen, zur Handhabung der Adsorptionsmittel und zur Staubabscheidung.

Als Sorptionsmittel wird gewöhnlich Kalk oder Calciumoxid verwendet. Die Kalkmilch wird in einer Reaktionskammer in das Rauchgas eingespritzt und das Wasser wird durch die Wärme des Rauchgases verdampft. Die Verweildauer (circa 10 Sekunden) im Reaktor ist ausreichend, um eine Reaktion des SO₂ und anderer saurer Gase, wie SO₃ und HCl, mit dem Löschkalk zu erlauben, so dass eine trockene Mischung aus Calciumsulfat/-sulfit entsteht. In Sprühabsorptionswäschern ist keine Abwasserbehandlung erforderlich, weil das Wasser im Sprühabsorber vollständig verdampft. Das Nebenprodukt enthält ebenfalls nicht umgesetzten Kalk, der recycelt und mit frischer Kalkmilch gemischt werden kann, um die Sorptionsmittelnutzung zu verbessern. In der gewerblichen Anwendung haben Sprühabsorptionswäscher eine Reinigungsleistung von bis zu 90 % erzielt, wobei einige Hersteller angeben, dass eine SO₂-Reinigungsleistung von >95 % erreicht werden kann. Neben der Verringerung des SO₂-Gehalts des Rauchgases werden durch das Wäschersystem auch

weitere saure Komponenten, wie HCl und HF, abgeschieden. Durch die Zugabe von Aktivkohle zum System können Quecksilber und organische Verbindungen wie Dioxine und Furane abgeschieden werden. Aktivkohle kann bei Mitverbrennungskesseln notwendig sein.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die durch die Verwendung schwefelarmer Brennstoffe erzielte Reinigungsleistung hängt vom vorher verwendeten Brennstoff ab. Die Sekundärmaßnahmen führen in Abhängigkeit vom angewendeten Verfahren und den Betriebsbedingungen zu Abbauleistungen im Bereich von 50 % bis 90 % (Daten aus der Datei ÅF Engineering, 2009). Sowohl die Primärmaßnahmen als auch die Sekundärmaßnahmen haben sich in der Zellstoff- und Papierindustrie bewährt.

In Tabelle 2.29 sind die erzielten SO₂-Emissionen für unterschiedliche Brennstoffe und Emissionsminderungstechniken aufgeführt. Mit rindenbefeueten Kesseln werden in Anlagen, in denen die SO₂-Emissionswerte durch die Verwendung der Trockenadsorption und einer wirksamen Partikelminderungsvorrichtung gemindert werden, Emissionswerte unter 20 mg SO₂/Nm³ (bei 6 % O₂) erzielt.

Tabelle 2.29: SO₂-Emissionsdaten für Beispiel-Wirbelschichtkessel von Papierfabriken, die verschiedene Brennstoffe (oder eine Mischung) anwenden (AT, DE, FR, FI)

Feuerungswärmeleistung (MW)	Jahr der Inbetriebnahme	Brennstoff	Rauchgasreinigungssystem	SO ₂ (mg/Nm ³)	O ₂ (%)	Art der Messung
48	1994	Rinde, Schlamm, Papier, Holzabfall	Trockenadsorption + FF	0 – 10 (TMW) 1 – 2 (MMW) 1,8 (JMW)	11	Kontinuierlich
4,8	2003	Holzabfall, Spuckstoffe, Schlamm	Trockenadsorption + FF	2,5 – 3,9 (JMW)	11	Kontinuierlich
15	1984	Rinde, Schlamm, Kohle, Biogas	Elektrofilter + Gewebefilter	2 – 6	11	Diskontinuierlich
25	1982	Rinde, Schlamm, Biogas	ESP	1,7 – 13 (JMW)	11	Diskontinuierlich
40	Nicht angegeben	Rinde	FF	1,8 (JMW)	11	Diskontinuierlich
24	Nicht angegeben	Rinde	NV	5 (JMW)	6	Kontinuierlich

Anmerkung: NV = nicht verfügbar; TMW = Tagesmittelwert; MMW = Monatsmittelwert; JMW = Jahresmittelwert.
Quelle: Befragungen 2006 und 2008.

In Abbildung 2.26 ist ein Beispiel für einen externen zirkulierenden Wirbelschichtkessel dargestellt, in dem eine Brennstoffmischung für die Verbrennung verwendet wird; als Brennstoffe werden Prozessrückstände einer Holzstoff- und Papierfabrik (Rinde, Faserrückstände) sowie einer Altpapier verarbeitenden Papierfabrik (Deinkingschlamm) und eine geringe Menge externe geschredderte Holzabfälle verwendet.

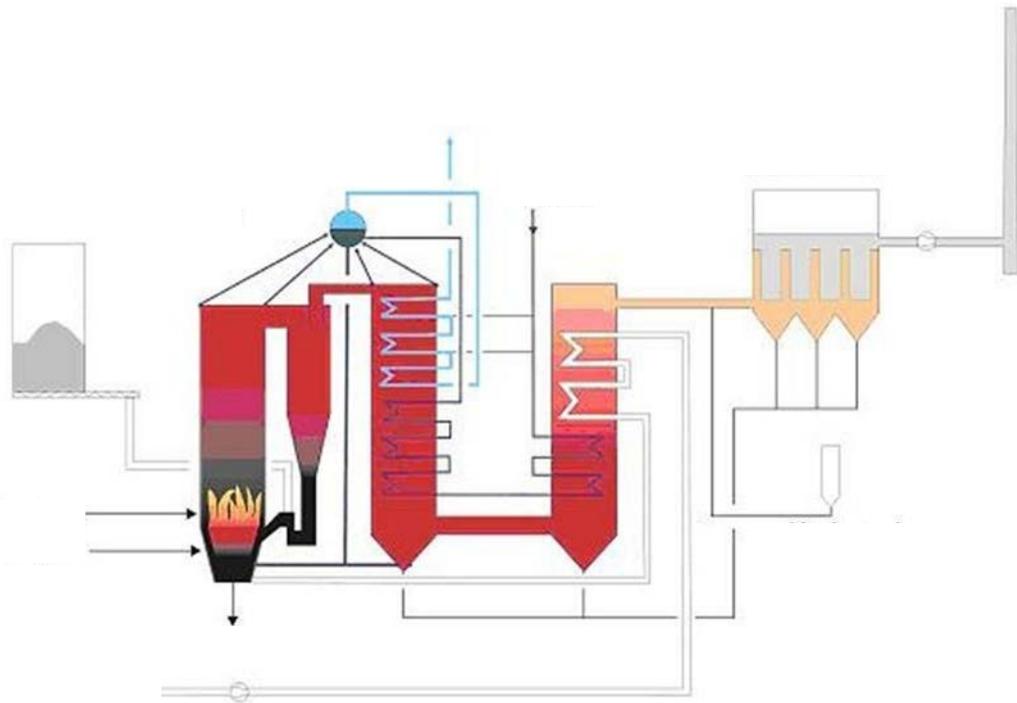


Abbildung 2.26: Flussdiagramm des zirkulierenden Wirbelschichtkessels des UPM-Kymmene Österreich

Die NO_x-Emissionen werden mittels Luftstufung und Rauchgasrückführung verringert. Zur Abscheidung von SO₂ und anderen sauren Stoffen wie HCl wird Löschkalkmilch in das Rauchgas eingespritzt und Wasser durch die Wärme des Rauchgases verdampft. Dem Sprühabsorptionswäscher ist ein Gewebefilter zur Staubabscheidung nachgeschaltet. Bei Bedarf kann auch Löschkalk in den Feuerraum dosiert werden. In Tabelle 2.30 sind die durch die Verwendung der Emissionsminderungsmaßnahmen erzielten Emissionswerte zusammengestellt.

Tabelle 2.30: Emissionsdaten von UPM-Kymmene Österreich

Schadstoff	Emissionskonzentration [mg/Nm ³ , bei 11 % O ₂] Halbstundenwerte	Angewendete Emissionsminderungsmaßnahmen
NO _x	165 (Jahresmittelwert)	Luftstufung und Rauchgasrückführung
SO ₂	0 – 5	Sprühabsorptionswäscher mit Löschkalk
HCl	0 – 2	Sprühabsorptionswäscher mit Löschkalk
C _{org}	0 – 2	Zirkulierendes Wirbelschichtbett mit geeigneter Regelung der Sauerstoffzufuhr, der Feuerraumtemperatur, der Vermischung von Brennstoff und Verbrennungsluft und der Verweilzeit
CO	3 – 10	Zirkulierendes Wirbelschichtbett mit geeigneter Regelung der Sauerstoffzufuhr, der Feuerraumtemperatur, der Vermischung von Brennstoff und Verbrennungsluft und der Verweilzeit
Staub	0 – 5	Gewebefilter

Quelle: [229, Stubenvoll et al. 2007]

Andere Kessel, in denen andere Brennstoffe verwendet werden, benötigen nur eine wirksame Partikelminderungsvorrichtung, wie einen Elektro- oder Gewebefilter, sofern die SO₂-Emissionen und die Emissionen anderer saurer Stoffe die zulässigen Werte nicht übersteigen. Dies ist der Fall, wenn Rinden- und Faserrückstände die Hauptbrennstoffe sind, Naturenergieträger oder schwefelarme fossile Brennstoffe als Stützbrennstoff verwendet werden und geringe Mengen Schlamm aus der biologischen Abwasserbehandlung zugegeben werden.

Medienübergreifende Auswirkungen

Neben der Verringerung des SO₂-Gehalts des Rauchgases werden durch die Wäschersysteme auch weitere saure Komponenten, wie HCl und HF, abgeschieden. Durch die Sekundärmaßnahmen fallen kleinere Mengen festen Abfalls (Asche) an, die beseitigt werden müssen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Alle Techniken wurden mit guten Ergebnissen bei Kesseln in der Zellstoff- und Papierindustrie angewendet. Neben Biomasse, deren Schwefelgehalt gering ist, sind schwefelarme Brennstoffe verfügbar, wodurch jedoch zusätzliche Kosten entstehen.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Zusatzkosten für den Kauf schwefelarmen Öls im Vergleich zu Öl mit einem höheren Schwefelgehalt schwanken, können aber auf einen Mittelwert von circa 20 % geschätzt werden. Die für ein Nasswäschersystem erforderlichen Investitionen belaufen sich geschätzt auf 3 – 5 Millionen Euro für Kessel im Bereich von 50 – 100 MWth. Die zusätzlichen Gerätekosten für die Ausrüstung neuer Kessel mit einer Calciumcarbonat- oder Absorptionsmitteleindüsung liegen im Bereich von 0,5 Millionen Euro [189, Norrström 2010].

Wichtiger Grund für die Einführung

Sowohl mit primären als auch sekundären Techniken können die SO₂-Emissionen und somit das Versäuerungspotential von Kesseln verringert werden. Wichtige Gründe für die Einführung sind auch nationale und europäische Bestimmungen.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Anlagen in Europa und weltweit.

Referenzliteratur

[189, Norrström 2010], [229, Stubenvoll et al. 2007].

2.9.8 Vermeidung, Minimierung, Recycling und Behandlung von Prozessrückständen – Minimieren von zur Deponierung vorgesehenem festem Abfall

Beschreibung

Die Mehrheit der prozessbedingten Rückstände (siehe auch Abschnitt 2.8) kann umfassend wiederverwendet, recycelt und/oder zurückgewonnen werden. Die Abfallhierarchie der Richtlinie über Abfälle [205, WFD 98/EC 2008] enthält Richtlinien für eine Planung, die eine minimale zu entsorgende Rückstandsmenge ermöglicht.

Ein Teil der aus dem Produktionsprozess herrührenden Abfälle/Rückstände kann dann als Nebenprodukt und nicht als Abfall im Sinne von Punkt (1) Artikel 3 der Abfallrahmenrichtlinie (WFD) gelten, wenn die in Artikel 5 der WFD [205, WFD 98/EC 2008] aufgeführten Voraussetzungen erfüllt sind.

Um das Entstehen von Abfall zu vermeiden oder zu minimieren, sollten alle Prozesse auf ihr Verbesserungspotential überprüft werden. Abfallinventare ermöglichen die Ermittlung und Klassifizierung der Art, der Eigenschaften und der Menge jeder Abfallfraktion und zeigen, woher der Abfall stammt. Nach Sammlung der Abfall-/Rückstandsfraktionen an ihrem Entstehungsort, werden die Abfall-/Rückstandsfraktionen getrennt gelagert oder zusammengeführt, je nachdem welche Optionen für die Wiederverwendung/das Recycling und die weitergehende Behandlung und Beseitigung bevorzugt werden.

Abfallbewertungs- und Abfallwirtschaftssysteme/-konzepte sind sinnvolle Instrumente zur Ermittlung umsetzbarer Optionen für die Vermeidung von Abfall und Rückständen sowie deren Vorbereitung zur Wiederverwendung, deren Verwertung, Recycling und sichere Beseitigung. Diese

Abfallwirtschaftssysteme können auch zu einer hohen Ressourcenausnutzung und einer verbesserten Wirtschaftlichkeit des Betriebs beitragen.

Der in Abbildung 2.27 dargestellte Entscheidungsbaum für das Abfallmanagement von Papierfabriken enthält einen allgemeinen der Abfallhierarchie folgenden Ansatz und hilft dabei, Möglichkeiten für das stoffliche Recycling oder die energetische Verwertung zu ermitteln.

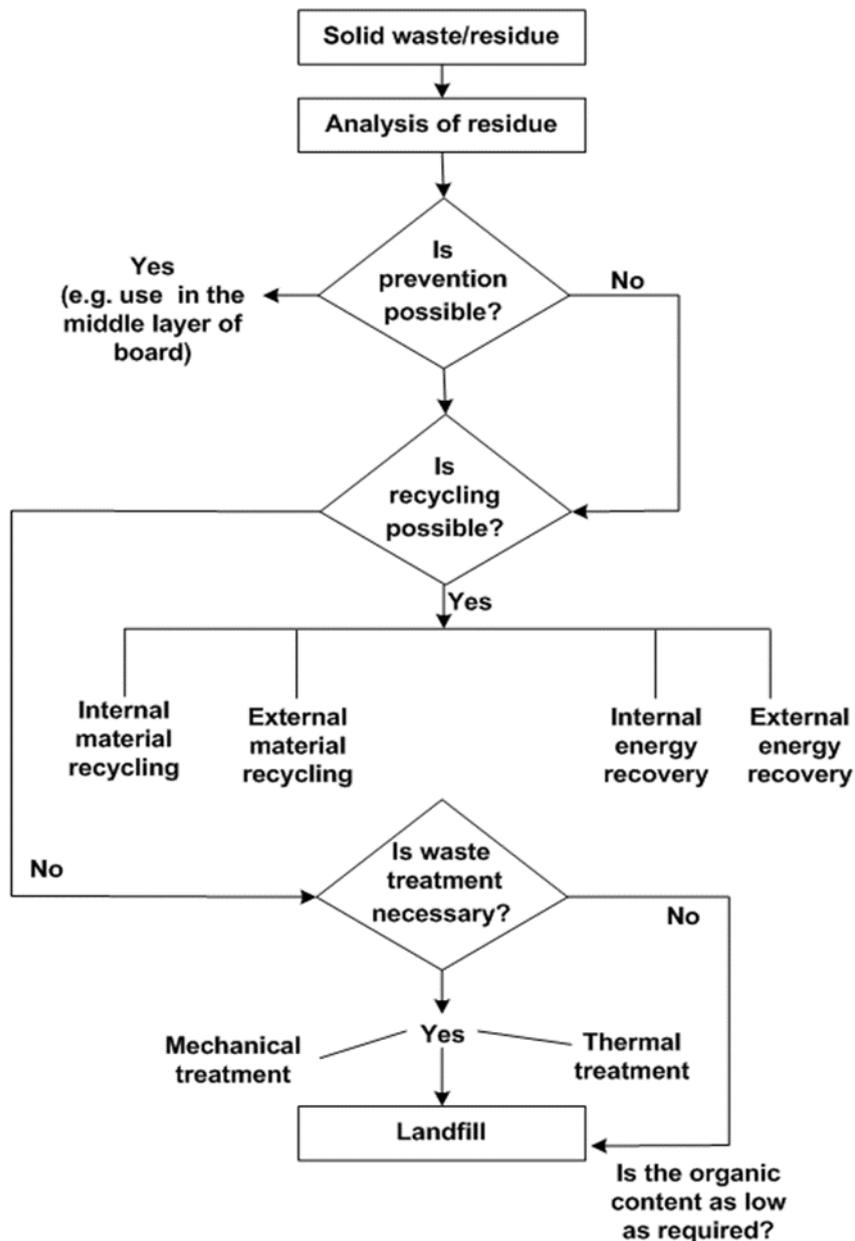


Abbildung 2.27: Möglicher Entscheidungsbaum für das Abfallmanagement von Papierfabrikabfall

Die Rückstände von Papierfabriken sind größtenteils durch einen relativ hohen Gehalt an organischen Stoffen gekennzeichnet. Allgemein mögliche Managementoptionen zur Abfallminimierung und schrittweisen Eliminierung der Deponierung umfassen die energetische Verwertung in betriebsinternen Verbrennungsanlagen oder Biomassekraftwerken, die energetische und stoffliche Verwertung in anderen Branchen, wie der Zement- und Ziegelindustrie sowie dem Erdbau und in einigen Fällen auch in der Landwirtschaft, vorausgesetzt die Zusammensetzung erfüllt die Kriterien für eine derartige Verwendung.

Die Vermeidung von Abfall betrifft hauptsächlich den Produktionsprozess, für den nach Möglichkeit geeignete Techniken angewendet werden sollten. Beispiele hierfür sind die Minimierung der Menge an Faserspuckstoffen, die aus dem Prozess entfernt werden müssen (siehe Abschnitt 5.3.3), eine geeignete Handhabung und Verwertung (siehe Abschnitt 7.3.5), um die Aussonderung von Streichfarbenkomponenten zu vermeiden oder die Verwendung qualitativ hochwertiger Zusatzchemikalien, um die Menge an Stoffen zu vermindern, die aus einem Sulfat- oder Sulfitzellstoffrückgewinnungssystem entfernt werden muss. In vielen Fällen ist es nicht möglich, Rückstände zu vermeiden, z. B. Rinden- und Holzrückstände aus der Holzaufbereitung, Ballenschnur von Zellstoff- oder Altpapierballen, Bioschlamm oder chemischer Schlamm aus der Abwasserbehandlung. Die Menge an Primärschlamm, der oft hauptsächlich aus Fasern und Faserfragmenten besteht, kann jedoch minimiert werden, indem Faserverluste und der Übergang von Faserspuckstoffen in das Abwasser weitgehend verhindert werden (siehe Abschnitt 7.3.4). In der Zellstoff- und Papierindustrie wird die direkte Wiederverwendung am häufigsten in Hinblick auf die Prozessausrüstung angewendet. Ausrüstung, die in einem guten Zustand ist, kann nach der Aufarbeitung und/oder Reparatur wiederverwendet werden und manchmal werden ganze Papiermaschinen, Kessel etc. zerlegt, aufgearbeitet und an einem neuen Standort weiterverwendet. Papierverschnitt, Schnitzel, Faserstoff von minderer Qualität und sonstige Produktionspapierreste werden meist in der Fabrik, die die Reste erzeugt hat oder aber in einer anderen Papierfabrik, die Recycling-Fasern verwendet, bei der Herstellung neuer Produkte recycelt.

b) Stoffliches Recycling

Abbildung 2.28 enthält einen Überblick über die wichtigsten Behandlungsmöglichkeiten für das stoffliche Recycling und die Faktoren, die die Auswahl der Behandlungsmöglichkeiten bestimmen. Bezüglich des Transports reduziert das Prinzip der Nähe die Umweltbelastung und die Kosten.

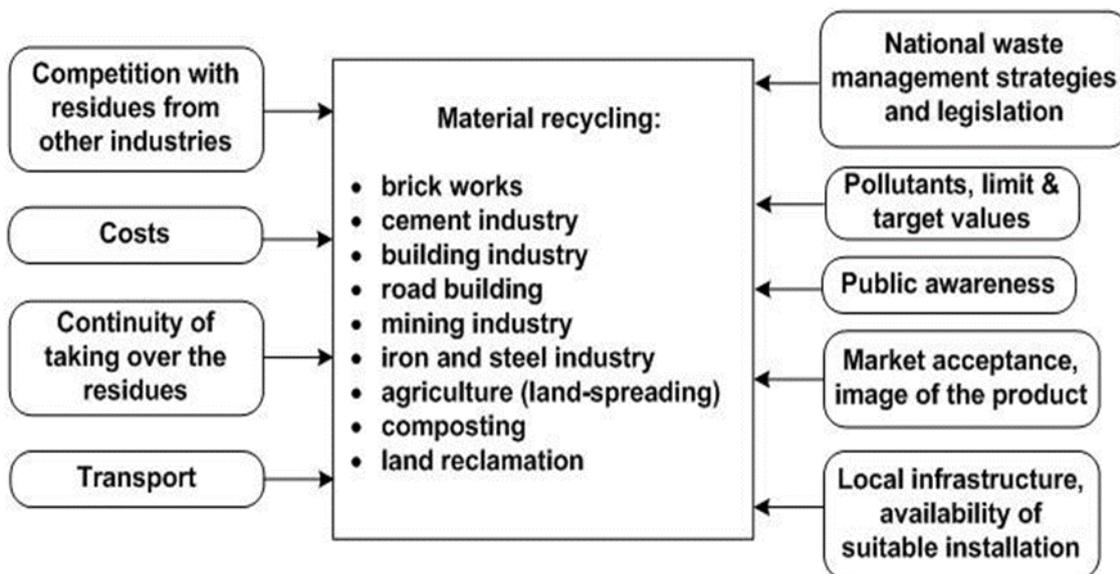


Abbildung 2.28: Optionen für das stoffliche Recycling von Rückständen aus Papierfabriken und Faktoren, die die Wahl der Behandlungsmöglichkeiten bestimmen

Die Recyclingoptionen hängen vom betrachteten Papierherstellungsverfahren, den verwendeten Rohstoffen und schließlich der Art und den physikalisch-chemischen Eigenschaften der erzeugten Produktionsrückstände ab. In einigen Ländern werden die Kompostierung des Papierschlammes und die Ausbringung auf landwirtschaftliche Flächen praktiziert, wenn sich die Abfallfraktionen für diese Option eignen. Eine Kompostierung ist z. B. nur sinnvoll, wenn der Schlamm biologisch abbaubar ist (hoher Anteil an organischen Stoffen (Fasern) im Vergleich zu anorganischen Stoffen wie Pigmenten). Die Ausbringung auf landwirtschaftliche Flächen hängt zudem von der Menge an Nährstoffen im Schlamm und dessen Fähigkeit zur Einstellung des pH-Werts (Pigmente/Füllstoffe) ab.

Für die Ausbringung auf landwirtschaftliche Flächen ist die Überwachung von potenziellen Schadstoffen von entscheidender Bedeutung. Der Schlamm aus Papierfabriken enthält normalerweise

nicht mehr Schadstoffe als Schlamm aus kommunalen Abwasserbehandlungsanlagen und der begrenzte Einsatz kann einige positive Effekte auf den Boden haben (CaCO_3 ist ein Neutralisationsmittel für saure Böden, Feuchtigkeitsretention durch Fasern und Feinstoffe bei trockenen Böden, niedriger Stickstoffgehalt). Der mögliche Nutzen schwankt je nach Bodentyp. Die Zeiträume für das Ausbringen auf Landflächen sind auf bestimmte Monate im Jahr beschränkt. Deshalb ist es notwendig, eine ausreichende Speicherkapazität für den Schlamm zu gewährleisten. Die Machbarkeit der Ausbringung auf Landflächen hängt stark von der Akzeptanz der Ausbringung von Schlamm auf landwirtschaftliche Flächen in den Mitgliedsstaaten ab. In einigen Mitgliedsstaaten ist diese Praxis unter Anwendung bestimmter rechtlicher Anforderungen in Bezug auf die Ausbringung und insbesondere unter dem Gesichtspunkt des Bodenschutzes zulässig, in anderen Mitgliedsstaaten ist die Landausbringung von Papierschlamm untersagt. Die größten Bedenken sind die mögliche Verunreinigung der Böden mit niedrigen Konzentrationen an Schwermetallen und organischen Mikroverunreinigungen und Ablehnung vor Ort aufgrund von damit einhergehenden Belästigungen oder Imageproblemen für die landwirtschaftlichen Produkte von Flächen, auf denen Rückstände ausgebracht wurden. Bei der Kompostierung sind die Qualitätsanforderungen an den Kompost für den Erhalt eines vermarktungsfähigen Produktes am wichtigsten. Komposte, die aus einer Mischung von organischem Abfall und verschiedenen Mengen an Altpapier und Rückständen aus der Papierindustrie bestehen, erfüllen diese Anforderungen, wie der Reifegrad oder die Eignung für das Pflanzenwachstum. Weiterhin werden Parameter wie der Gehalt an Salz und organischen Stoffen und die prozessspezifischen Sickerwasseremissionen positiv beeinflusst. Die Konzentration an Schadstoffen, insbesondere schwermetallhaltiger Schadstoffe, müssen als begrenzender Faktor betrachtet werden. Eine andere Möglichkeit für das stoffliche Recycling von Schlamm aus Papierfabriken ist die Verwendung in der Zement- und Ziegelindustrie (zur Verbesserung der Porosität) oder als anderer Baustoff. In der Zementindustrie können sowohl die Stoffe als auch der Energiegehalt der Papierrückstände zurückgewonnen werden. In der Zementindustrie ist der Einsatz des Schlammes aus den Vorklärbecken (oder gemischt mit Überschussschlamm aus der biologischen Behandlung) wegen seines Gehaltes an Fasern, Feinstoffen und anorganischen Stoffen (z. B. Füllstoffe, Streichpigmente) besonders geeignet. Der Schlamm (mit einem Feuchtigkeitsgehalt von ungefähr 50 %) wird mit Abwärme aus dem Vortrockner des Zementofens getrocknet, sodass keine zusätzliche thermische Energie zur Reduzierung des Feuchtegehaltes des Schlammes auf Werte um 10 – 15 % erforderlich ist. Auf diese Weise wird bei der Verbrennung des getrockneten Schlammes im Zementdrehrohrofen der Heizwert der organischen Stoffe verwertet und die Asche aus der Verbrennung des Schlammes verbleibt (hauptsächlich) im Produkt (Zement). Die anorganischen Stoffe in der Asche des verbrannten Schlammes sind auch Bestandteil des Zementklinkers. Wenn die Betriebe zur Zementherstellung (oder Ziegeleien) in der Nähe der Fabrik liegen und in der Lage sind, den Schlamm einzusetzen, stellt dies eine vernünftige Möglichkeit dar. Es wurde außerdem berichtet, dass mit Flugasche gemischter Faserschlamm für Bauzwecke verwendet wurde, z. B. Straßen und Lagerstätten. Die anorganischen Abfallfraktionen (Sand, Steine, Grobstaub, Asche, Kalk) können oft in der Bauindustrie z. B. für die Bodenbefestigung, Straßen, Deckschichten etc. verwendet werden. Bei Anwendung der besten verfügbaren Techniken gibt es nur für einen kleinen Teil der ursprünglichen Rückstandsmenge keine wirtschaftliche Verwendung und dieser Teil muss der Abfallbeseitigung zugeführt werden. Vor der Beseitigung muss die entsprechende Abfallfraktion in einigen Fällen vorbehandelt werden, um die gesetzlich vorgegebenen Grenzwerte für den Gehalt an organischen Stoffen des zu beseitigenden Materials zu erfüllen.

c) Energetische Verwertung

Die Mehrheit des organischen Abfalls und der Rückstände aus der Herstellung von Zellstoff und Papier (Rinde, Holzrückstände, Restfasern) kann verwertet und vor Ort zur Wärmeerzeugung verbrannt werden. Die externe energetische Verwertung (z. B. getrocknete Rinde) oder die energetische Verwertung in anderen Industrien wie der Zement- und Ziegelindustrie sind weitere mögliche Behandlungsoptionen. Rinde und Holzreste aus der Holzaufbereitung stellen einen kohlenstoffneutralen Brennstoff dar. Um einen hohen Grad der Energieeffizienz zu erzielen, sollte die Rinde vor der Verbrennung so trocken wie möglich sein, was durch das Trocknen der Rinde erzielt werden kann (in warmen Klimazonen nur bei nassem Wetter). Holzasche aus den Rindenkesseln enthält Baumnährstoffe. Diese Asche kann ein geeigneter Dünger sein, wenn der Transport und die Ausbringung effizient organisiert werden können und wenn die Aschen nicht verunreinigt ist, z. B. durch einen hohen Metallgehalt. Normalerweise werden Wirbelschichtkessel oder Mehretagenverbrennungsanlagen verwendet, um die organischen Rückstände aus der Papierindustrie zu verbrennen. Diese Anlagen erreichen die gesetzlichen Anforderungen für

Verbrennungsanlagen, sofern geeignete Luftemissionsminderungstechniken angewendet werden (siehe Abschnitt 2.9.7). Für weitere Informationen in Bezug auf die Verbrennung von Rückständen und Schlamm aus der Altpapierverarbeitung wird auf Abschnitt 6.3.14 dieses Dokumentes verwiesen. Die Mitverbrennung von Abfall und Rückständen aus der Papierindustrie in anderen Industrien erfolgt in Zementöfen, in kommunalen Abfallverbrennungsanlagen, Hochöfen (Eisen- und Stahlindustrie) und Kupolöfen (Gießereien). Für diese Möglichkeit sind Abfall und Rückstände mit hohem Heizwert für den Ersatz von fossilen Brennstoffen (z. B. Kohle, Heizöl) besonders geeignet. Die Rückstände aus Papierfabriken werden normalerweise mit anderen in diesen Anlagen verbrannten Brennstoffen gemischt. Vor der Verbrennung müssen sie entwässert und manchmal auch getrocknet werden (z. B. für die Zement-, Eisen- und Stahlindustrie). Die Homogenität der Sekundärbrennstoffe und die einheitliche und konstante Zusammensetzung der Rückstände sind ebenfalls wichtig. Das Verbrennungsverhalten von Abfall und Rückständen aus Papierfabriken, wie Deinkingschlamm, Spuckstoffen aus der Reinigung und Sortierung oder Schlamm aus der Abwasserbehandlung wird in Abbildung 2.29 aufgezeigt. Sie zeigt den Zusammenhang zwischen brennbarem/organischem Gehalt, dem Aschegehalt und dem Wassergehalt.

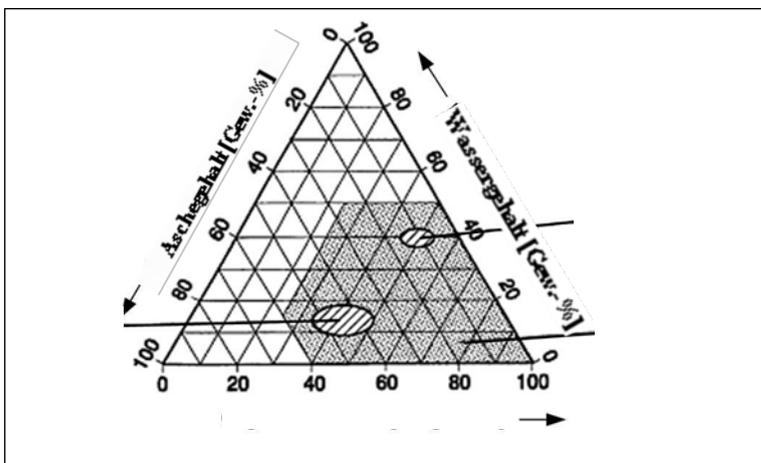


Abbildung 2.29: Brennstoffdreieck für Abfall und Rückstände aus der Papierindustrie (vom IFP zur Verfügung gestellt)

Der Bereich, in dem sich der entwässerte Deinkingschlamm und die entwässerten Spuckstoffe aus der mechanischen Reinigung und Sortierung befinden, ist schraffiert. Es ist ersichtlich, dass die selbstgängige Verbrennung, bei der keine zusätzlichen Brennstoffe erforderlich sind, sowohl für (i) Spuckstoffe mit relativ hohem Heizwert als auch für (ii) Deinkingschlamm mit relativ hohem Aschegehalt möglich ist. Schlamm aus der Abwasserbehandlung kann ebenfalls verbrannt werden, aber der Nettoenergieanfall liegt bei Null oder ist negativ, wenn der Trockensubstanzgehalt (DS) im Schlamm weniger als 40 % beträgt und/oder wenn der Schlamm sehr hohe Anteile an anorganischen Stoffen enthält. Unter diesen Bedingungen ist der Einsatz eines Hilfsbrennstoffs notwendig, vorzugsweise Rinde und anderes Holzabfallmaterial. Die Verbrennung reduziert das Abfallvolumen und der Gehalt an anorganischen Stoffen verbleibt in der Asche, die zu einer Deponie verbracht oder in der Bauindustrie weiterverwendet wird.

Schlamm aus der chemischen Fällung kann aufgrund des hohen Gehalts an anorganischen Stoffen und Wasser nicht ohne Verwendung eines Hilfsbrennstoffs verbrannt werden. Trotzdem wird derartige Schlamm manchmal verbrannt, um das zur Deponie verbrachte Abfallvolumen zu verringern. Es werden Verfahren zur Rückgewinnung von Fällungschemikalien erforscht; diese müssen jedoch noch als in Entwicklung befindlich betrachtet werden. Schlamm aus der Flockung, bei der nur synthetische organische Polyelektrolyte als Flockungsmittel verwendet werden, eignet sich zur Verbrennung.

Die Auswirkungen der Mitverbrennung von Abfall, Rückständen und Schlamm aus Papierfabriken auf die Emissionen in die Luft hängen von der Zusammensetzung des verbrannten Materials ab. Die Mitverbrennung von Faser- und Papierschlamm, besonders von Schlamm mit hohem Alkaligehalt, in

steinkohle- oder braunkohlebefeuerter Kraftwerken hat entweder keine Auswirkung auf die Emissionen in die Luft oder führt zu einem leichten Rückgang der Schadstoffemissionen. Die Emissionen an SO₂, HCl und HF werden durch die Mitverbrennung von Schlamm mit hohem Alkaligehalt (Deinkingschlamm; Faserschlamm, der Streichpigmente und Füllstoffe enthält) reduziert. Im Vergleich zu Steinkohle oder zu Braunkohle ist auch der Gehalt an Schwermetallen im Faser- und Papierschlamm niedrig. Die Spuckstoffe aus der Stoffaufbereitung in Altpapier verarbeitenden Fabriken, die Wellenpapier herstellen, weisen einen höheren Chlorgehalt (1 - 3 Massen-%) auf. Es hat sich gezeigt, dass die Mitverbrennung von Spuckstoffen, z. B. in braunkohlebefeuerter Kraftwerken, ohne Erhöhung der Dioxinmissionen durchführbar ist (siehe Abschnitt 6.3.14).

Erreichter Umweltnutzen

Die Maßnahmen dienen dem Umweltschutz und dem Schutz der menschlichen Gesundheit, indem die nachteiligen Auswirkungen durch die Erzeugung und Bewirtschaftung von Abfall vermieden oder verringert, die Gesamtauswirkungen der Ressourcennutzung verringert und der Wirkungsgrad dieser Nutzung verbessert werden.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Typische Bereiche für die Menge an Rückständen, die der Beseitigung fester Abfälle zugeführt wird, sind in Tabelle 2.31, aufgeschlüsselt nach unterschiedlichen Arten der Faserstoff- und Papierproduktion, aufgeführt. In der Tabelle ist die Situation in schwedischen Fabriken im Jahr 2009 dargestellt, die ehrgeizige Maßnahmen zur Minimierung der Rückstände ergriffen haben.

Tabelle 2.31: Typische Bereiche für feste Rückstände (Feuchtgutmasse), die aus verschiedenen Anlagen zur Faserstoff- und Papierherstellung der Beseitigung zugeführt werden

Produktionstyp	Zur Beseitigung bestimmter Abfall (kg/Tonne ⁽¹⁾)
Nichtintegrierte Sulfatzellstofffabrik	0 – 50
Kraftliner	0,5 – 5
Integrierte Kraftpapierfabrik	0 – 20
Integrierte Sulfitpapierfabrik	0,5 – 5
Integrierte Kartonfabrik	0 – 15
Holzhaltiges Druckpapier	0 – 5
Nichtintegrierte Papierfabrik	0 – 10
(1) Die spezifische Rückstandsmenge wird pro Tonne der Gesamtproduktion berechnet, d. h. bei der integrierten Herstellung auf Grundlage der gesamten vor Ort hergestellten Faserstoff- und Papiermenge. <i>Quelle:</i> Die Tabelle basiert auf Statistiken für die schwedische Industrie, die von der Swedish Forest Industry Federation erstellt wurden.	

Die Tabelle zeigt, dass bei allen Produktionsarten sehr geringe Rückstandsmengen, die der Beseitigung zuzuführen sind, erzielt werden können. Die Bereiche zeigen auch, dass Fabriken, die Sulfatzellstoff herstellen tendenziell größere Mengen an Rückständen der Beseitigung zuführen als Fabriken, die auf Sulfitzellstoff oder Holzstoff basieren. Das ist auf die erforderliche Entfernung von Verunreinigungen aus dem Rückgewinnungsbereich von Sulfatzellstofffabriken (Grünlaugenschlamm, Grobstaub und andere anorganische Stoffe) zurückzuführen. Die nichtintegrierte Papierherstellung führt normalerweise zu sehr niedrigen Mengen an festen Rückständen, die der Beseitigung zugeführt werden. Weitere Beispiele werden in den prozessspezifischen Kapiteln 3 bis 7 erläutert. Für einige Fabriken ist es unter Umständen nicht möglich immer die geringen der Beseitigung zugeführten Rückstandsmengen, die durch das untere Ende der in Tabelle 2.31 aufgeführten Bereiche vorgegeben werden, zu erreichen. Wichtige Voraussetzungen sind gut funktionierende Systeme zur Minimierung der Prozessrückstände und die Sortierung der Rückstände gemäß der vorgesehenen weiteren Behandlung. Eine weitere Voraussetzung ist, dass entweder in der Fabrik oder außerhalb der Fabrik ein Verwendungszweck für die Rückstände gegeben sein muss. Rückstände, die gewöhnlich schwierig zu eliminieren sind und für die nur schwer Verwendungszwecke gefunden werden können, sind unter anderem Grünlaugenschlamm aus dem Sulfatzellstoffrückgewinnungsprozess, Asche aus Kesseln und die

Mischung aus Sand, Steinen, Rinde und Holzfragmenten, die bei der Holzaufbereitung entsteht. In vielen Fällen kann solches Material als Baustoff beim Abschluss von Deponien oder beim Straßenbau verwendet werden. Die Mischung aus Sand, Rinde und Holzfragmenten kann zum Beispiel nach Zugabe von Nährstoffen zur Bodenverbesserung eingesetzt werden. Es gibt seit einiger Zeit Versuche, Asche zur Rückführung von Nährstoffen und Spurenelementen in den Wald zu verwenden. Einige Unternehmen haben sich außerdem auf den Transport und die Verbesserung dieser Materialien für verschiedene Verwendungszwecke spezialisiert. Fabriken, die Null oder fast keine der Beseitigung zugeführte Rückstände angeben haben, konnten, zumindest zeitweilig, solche Endverbraucher finden. Da der Bedarf seitens der Endverbraucher schwanken kann, ist dies unter Umständen nicht jederzeit möglich und es ist daher für alle Arten von Zellstoff- und Papierfabriken wichtig, über eine sichere und ausreichende Beseitigungsstätte zu verfügen.

In Tabelle 2.32 sind zwei Beispiele für Fabriken dargestellt, die ihre der Beseitigung zugeführten Rückstandsmengen auf niedrige Werte senken konnten. Bei Fabrik A handelt es sich um eine nichtintegrierte Papierfabrik und bei Fabrik B handelt es sich um eine integrierte Sulfatzellstofffabrik, die Druck- und Schreibpapiere sowie Marktzellstoff herstellt.

Tabelle 2.32: Zwei Beispiele für Fabriken mit niedrigen der Beseitigung zugeführten Rückstandsmengen

Rückstandstypen und -behandlung	Rückstand/Behandlung	Fabrik A (kg/Tonne) ⁽¹⁾	Fabrik B (kg/Tonne) ⁽¹⁾
Rückstandstyp	Papierindustriespezifisch	25	306
	Allgemein	4	2
	Gefährlich	0,8	0,5
	Gesamt	30	309
Behandlung	Stoffliches Recycling	28	31
	Energetische Verwertung	1	255
	Anderes Recycling/sichere	0,8	0,5
	Zur Beseitigung	0,3	22
⁽¹⁾ Die Rückstandsmenge ist als Feuchtgutmasse angegeben. Die spezifische Rückstandsmenge wird pro Tonne der Gesamtproduktion berechnet, d. h. bei der integrierten Herstellung (Fabrik B) auf Grundlage der gesamten vor Ort hergestellten Faserstoff- und Papiermenge. Die Beispiele, Fabrik A und Fabrik B, wurden Statistiken für die schwedische Industrie, die von der Swedish Forest Industry Federation erstellt wurden, entnommen.			

Industriespezifische Rückstände sind Rinde, Holzreste, Asche, Grünlaugenschlamm etc., die für das stoffliche Recycling oder die energetische Verwertung genutzt werden. Im Fall der Sulfatzellstoff- und Papierfabrik werden fast alle Rinden- und Holzrückstände im Rindenkessel verwendet. Der gefährliche Abfall wird in beiden Fällen von zertifizierten Organisationen behandelt („sonstiges Recycling“) und für andere Zwecke oder die sichere Beseitigung aufbereitet. Als Ergebnis des angewendeten Abfallmanagements ist die der Beseitigung zugeführte Rückstandsmenge der Papierfabrik fast null. Bei den der Beseitigung zugeführten Rückständen der Sulfatzellstofffabrik handelt es sich hauptsächlich um Grünlaugenschlamm, der als Deckschicht bei einer Festabfallbeseitigung dienen kann.

Medienübergreifende Auswirkungen

Verringerte Rückstandsmenge und folglich geringerer Rohstoffverbrauch und niedrigere Kosten. Der Abfall wird verwendet und sein Verschmutzungspotential verringert. Außerdem werden die Effizienz und Wirtschaftlichkeit des Verfahrens verbessert.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

In allen Fabriken anwendbar. Das Recyclingpotential kann vom angewendeten Papierherstellungsverfahren und den verwendeten Rohstoffen abhängen (je nachdem welches Papierprodukt hergestellt wird). Die Option zur Kompostierung von Papierschlamm hängt zum Beispiel

vom biologischen Abbau des Schlammes ab (die Menge an organischen Stoffen wie Fasern im Verhältnis zu anorganischen Stoffen wie Pigmenten). Die Ausbringung auf landwirtschaftliche Flächen hängt von der Menge an Nährstoffen im Schlamm und dessen Fähigkeit zur Einstellung des pH-Werts (Pigmente/Füllstoffe) ab.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Anwendung der Abfallhierarchie ermöglicht die Nutzung von Ressourcen mit hoher Wirtschaftlichkeit, insbesondere zur Vermeidung der Rückstandsbildung durch Anwendung saubererer Technologien.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Vermeidung von Prozessrückständen oder deren Aufbereitung für die Wiederverwendung, deren Recycling und Verwertung bergen wirtschaftliche Vorteile, da sie eine bessere Ressourcennutzung und höhere Wirtschaftlichkeit ermöglichen. Die energetische Verwertung durch die Verbrennung von Rückständen ist wesentlich für die Wertsteigerung und die Minimierung der letztlich der Beseitigung zugeführten Mengen. Weitere wichtige Gründe für die Einführung ist die Abfallgesetzgebung der EU und der jeweiligen Staaten. Es gibt zwei EU-Richtlinien, die für die Behandlung von Rückständen aus der Zellstoff- und Papierindustrie von wesentlicher Bedeutung sind: die Abfallrahmenrichtlinie und die Abfallverbrennungsrichtlinie.

Die Abfallrahmenrichtlinie 2008/98/EG [205, WFD 98/EC 2008] stellt Definitionen bereit, fördert Abfallbewirtschaftungspläne und unterstützt die Abfallhierarchie, die bei der Abfallvermeidung und -bewirtschaftung mit der folgenden Prioritätenfolge angewendet werden soll: Vermeidung, Vorbereitung zur Wiederverwendung, Recycling, sonstige Verwertung, z. B. energetische Verwertung und letztlich Beseitigung. Wird diese Vorgehensweise in vollem Umfang angewendet, sollte jeglicher Restabfall recycelt, als Rohstoff oder Energiequelle verwertet oder als letzte Möglichkeit sicher beseitigt werden.

Die Abfallverbrennungsrichtlinie [203, Directive 2000/76/EC 2000] regelt die Zulassungsanforderungen für Verbrennungs- und Mitverbrennungsanlagen und legt Emissionsgrenzen und Überwachungsanforderungen für bestimmte in die Luft oder Gewässer freigesetzte Schadstoffe fest. Die Richtlinie gilt auch für „Mitverbrennungsanlagen“ (Anlagen, deren Hauptzweck in der Energieerzeugung oder Produktion stofflicher Erzeugnisse besteht und in denen Abfälle, die im Hinblick auf ihre Beseitigung einer thermischen Behandlung unterzogen werden, als Haupt- oder Zusatzbrennstoff verwendet werden). Laut Artikel 2 Absatz 2 der Richtlinie umfasst der Geltungsbereich keine Verbrennungsanlagen, die ausschließlich „faserige pflanzliche Abfälle aus der Herstellung von natürlichem Zellstoff und aus der Herstellung von Papier aus Zellstoff“ oder „Holzabfälle“ verbrennen. Für die Beschreibung der besten verfügbaren Techniken zur Abfallverbrennung wird auch auf das Merkblatt über die Besten Verfügbaren Techniken für die Abfallverbrennung [273, COM 2006] verwiesen.

Anlagenbeispiele

Viele Zellstoff- und Papierfabriken in Europa haben Abfallmanagementpläne oder integrierte Abfallmanagementkonzepte eingeführt. Alle Fabriken versuchen die Menge der festen Abfälle, die auf Deponien zu beseitigen sind, zu minimieren.

Referenzliteratur

[60, Hamm 1996], [139, ASPAPEL 2008], [203, Directive 2000/76/EC 2000], [205, WFD 98/EC 2008], [273, COM 2006], [Swedish Forest Industry Federation, 2008].

2.9.9 Reduzierung von Emissionen aus der Verwendung von Komplexbildnern in Bleichtechnologien auf Peroxidbasis

Beschreibung

In Zellstoff- oder Holzstofffabriken werden Komplexbildner verwendet, um sauerstoffbasierte Bleichchemikalien vor einem katalytischen Abbau vor oder während den Bleichstufen zu schützen. Die Komplexbildner werden in neutralen, leicht sauren oder leicht alkalischen (abhängig von der Formulierung und den Prozessanforderungen) Wäsche- und Faserstoffbleichstufen zur Eliminierung von Übergangsmetallen verwendet (hauptsächlich Mn und Fe und Cu). Am häufigsten werden EDTA (Initialwort für die chemische Verbindung Ethylendiaminotetraessigsäure) und DTPA, eine Polyaminocarbonsäure, in verschiedenen Produktformulierungen als Komplexbildner verwendet.

- DTPA und EDTA sind leistungsstarke Chelatbildner; sie sind jedoch schlecht biologisch abbaubar und werden am Ende des Verfahrens in die aufnehmenden Gewässer eingeleitet. Obwohl EDTA und DTPA als stabile Moleküle betrachtet werden, weisen einige Studien darauf hin, dass sie unter den aggressiven Bleichbedingungen in erheblichem Ausmaß abgebaut werden [208, Langi et al. 2007]. Die Bleichmittel Ozon, Chlordioxid und Peressigsäure können sowohl EDTA als auch DTPA, die bei der Bleiche von Zellstoff zugegeben werden, zu einem gewissen Grad zersetzen. Bei anderen Untersuchungen wurde eine signifikante Verringerung von EDTA in biologischen Abwasserbehandlungsanlagen unter leicht alkalischen Bedingungen (pH-Wert zwischen 7 und 8) festgestellt [206, Akso Nobel 2007]. Diese Eliminierung ist entweder die Folge eines Abbaus oder einer Umwandlung von EDTA in unbekannte Abbauprodukte. Dagegen wurde bei anderen Studien [209, Aschacher et al. 2007] und durch andere Fabrikbetreiber festgestellt, dass das verwendete EDTA fast vollständig in den Abwässern der jeweiligen biologischen Abwasserbehandlungsanlage nachgewiesen werden kann (weniger als 10 % biologischer Abbau). DTPA ist in einem aquatischen Lebensraum leichter abbaubar als EDTA. DTPA wird jedoch wahrscheinlich während des Bleichprozesses oder bei der Abwasserbehandlung zu EDTA abgebaut. [Sillanpää M, 1997], [Remberger M, 2001].

Das folgende schrittweise Verfahren kann zur wirksamen Verringerung der Emissionen durch die Verwendung von Komplexbildnern angewendet werden:

1. Die Ausführung einer vereinfachten „Massebilanz“, die Informationen über den Verbleib der Komplexbildner im Verfahren und der biologischen Abwasserbehandlungsanlage liefert (Verwendung, Retention oder Abbau bei Bleich- und Waschschrinen, Elimination oder Abbau während der Abwasserbehandlung). So wird die Menge an Chelaten, die in die Umwelt freigesetzt werden, bestimmt. Unter dem Gesichtspunkt des Umweltschutzes können die Qualität und Bindungsform der freigesetzten Komplexe unterschieden werden.
 2. Periodische Messungen durch qualifizierte/zertifizierte Laboratorien und Dokumentation der Komplexbildner im Abwasser.
 3. Untersuchung und Dokumentation der Möglichkeiten zur:
 - (i) Verringerung der Verwendung schwer biologisch abbaubarer Komplexbildner im Verfahren, z. B. durch Optimierung des pH-Werts, Dosierung und Retentionszeit, Zurückgewinnung und Retention der Komplexbildner im Prozess;
 - (ii) Zurückgewinnung und Retention der Chemikalien im Prozess;
 - (iii) Ihre Verringerung im Abwasserbehandlungssystem (eine Verlängerung der Verweildauer, z. B. Schlammalter > 28 Tage und ein leicht alkalischer pH-Wert scheinen den biologischen Abbau von Komplexbildnern in einigen Abwasserbehandlungsanlagen zu verbessern). Dies umfasst auch die Verfolgung der Entwicklung biologisch abbaubarer oder eliminierbarer Ersatzstoffe, die die Bleichanforderungen erfüllen.
 4. Bevorzugte Nutzung biologisch abbaubarer oder eliminierbarer Produkte und die schrittweise Abschaffung nicht biologisch abbaubarer Produkte, soweit dies unter Berücksichtigung ihrer technischen und wirtschaftlichen Eignung und Rentabilität möglich ist. Alternative Komplexbildner sollten eine biologische Abbaurrate von mehr als 70 – 80 % gemäß der Norm zur Prüfung der biologischen Abbaubarkeit EN ISO 7827 oder ähnlichen Verfahren erzielen.
-

Eine schrittweise Einführung dieser neuen chemischen Zusatzstoffe ist normalerweise am vielversprechendsten. Um die Wirksamkeit neuer Komplexbildner zu erreichen, müssen sie zuerst getestet werden, die richtigen Formulierungen müssen ermittelt und die Betriebsbedingungen des Bleichverfahrens angepasst werden (pH-Wert, Temperaturen, andere verwendete Chemikalien, Zugabestellen).

Erreichter Umweltnutzen

Diese Technik sollte zu einer Verringerung der Emissionen von schlecht biologisch abbaubaren EDTA/DTPA führen, indem ihre Verwendung verringert wird. Dadurch sollte die Konzentration von Komplexbildnern in Flusswasser nach Fabriken verringert werden. EDTA/DTPA sind in der Lage, Schwermetalle (Blei, Quecksilber, Cadmium) aus natürlichen Wassersedimenten, die sich in Gewässern ansammeln oder die Trinkwasserversorgung über den Abwasserzulauf erreichen, zu remobilisieren.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die Verwendung von Komplexbildnern ist nur für Bleichtechnologien auf Peroxidbasis relevant. Die benötigte Menge an Komplexbildnern hängt von einer Reihe an Faktoren ab: der Qualität und dem Schwermetallgehalt der verwendeten Holzprügel/Hackschnitzel, dem letztlich zu erreichenden Weißgrad und bei Zellstofffabriken: der Qualität der verwendeten Basis (Unreinheiten). Es gibt beträchtliche Unterschiede in Bezug auf den Schwermetallgehalt des Holzes und der verwendeten Kochflüssigkeit (im Fall der Sulfitzellstoffherstellung das Zusatzmagnesiumoxid). Fabriken, in denen Holz mit einem höheren Erdalkalimetallgehalt verwendet wird, konnten die gewünschten Zellstoffqualitäten nach der Bleiche ohne Anwendung von DTPA oder EDTA nicht erreichen. Einige andere Fabriken konnten die Peroxidbleichstufen ohne Anwendung eines Komplexbildners betreiben. Außerdem können auch die Jahreszeiten den Bedarf an Komplexbildnern bei der Bleiche beeinflussen. Im Sommer wird mit gelagertem Holz bei gleicher Behandlung ein geringerer Weißgrad erreicht. Holz, das über längere Zeiträume gelagert wird, erzielt einen niedrigeren Weißgrad.

Einige neue Komplexbildner erreichen eine biologische Abbaurate von mehr als 70 oder 80 % gemäß der Norm zur Prüfung der biologischen Abbaubarkeit EN ISO 7827 [262, ISO 7827 1994]. Einige Lieferanten von Chemikalien geben an, dass biologisch abbaubare Chelatbildnersysteme entwickelt wurden, die die Leistungsfähigkeit herkömmlicher Chelatbildner in den Zellstoffverfahren erreichen. Das Natriumsalz der Iminodibernsteinsäure (IDS) ist zum Beispiel ein leicht biologisch abbaubarer Komplexbildner [223, H. Hyvönen et al. 2003]. Die biologische Abbaubarkeit von N-Bis-dicarboxyethoxy-ethylasparaginsäure (AES) wird je nach verwendetem Schlamm mit 20 bis 70 % angegeben [222, S. Metsärinne et al. 2007]. Dieser neue Komplexbildner (AES) ist nicht leicht biologisch abbaubar, zeigt aber einen geringen Abbau.

Die folgenden Stoffe erzielten bei der Prüfung durch Holzforschung Austria ein positives Ergebnis, d. h. sie sind zu 80 % biologisch abbaubar. In Bezug auf die Funktionalität erfüllen die in Tabelle 2.33 enthaltenen Stoffe die Leistungsfähigkeit von EDTA/DTPA fast, aber in einigen Fällen nicht vollständig.

Tabelle 2.33: Biologisch abbaubare Komplexbildner mit nahezu vollständiger Funktionalität

Name des Wirkstoffs	Chemische Verbindung	Chemische Struktur
EDDS	N,N'-Ethyldiamindibernsteinsäure	
IDS	Iminodibernsteinsäure (z. B. als Natriumsalz)	
AES	N-bis-dicarboxyethoxyethyl-N-hydroxyethyl-asparaginsäure	
Natriumgluconat (große Mengen erforderlich; kann nicht ausschließlich verwendet werden)	NV	
Anmerkung: NV = nicht verfügbar Quelle: [224, Aschacher 2009]		

Die Wirksamkeit biologisch abbaubarer Komplexbildner in Versuchen im großtechnischen Maßstab ist nur schwer einzuschätzen, da die meisten Ergebnisse vertraulich behandelt werden. Forschungsinstitute wie Holzforschung Austria geben an, dass bei Versuchen im großtechnischen Maßstab noch nicht eindeutig nachgewiesen werden konnte, dass die alternativen Bleichzusatzstoffe die Leistungsfähigkeit herkömmlicher Chelatbildner erreichen. Die mit den vielversprechendsten Produkten erzielten Ergebnisse entsprechen noch nicht vollständig der technologischen Leistungsfähigkeit von DTPA oder EDTA. Dies sollte insbesondere dann berücksichtigt werden, wenn höchste Weißgrade erzielt werden müssen (wenn ein Weißgradverlust um einen Prozentpunkt für die Fabriken bereits unakzeptabel ist). Daher wird die Forschung mit geänderten Komplexbildnern und unterschiedlicher Anwendung fortgeführt [209, Aschacher et al. 2007]. Im Gegensatz dazu wird von anderer Seite berichtet, dass die Ergebnisse von Versuchen im großtechnischen Maßstab und die Erfahrungen von Stammkunden zeigen, dass biologisch abbaubare Komplexbildner DTPA/EDTA ohne einen Verlust der Prozessleistungsfähigkeit ersetzen können [221, Sankari 2009].

Unterschieden nach den wesentlichen Faserstoffsorten, sind nachstehend einige Betriebserfahrungen in Bezug auf verringerte Komplexbildneremissionen zusammengefasst.

I. Herstellung von Sulfatzellstoff:

Es gibt Fälle, in denen die biologische Abwasserbehandlung (siehe Abschnitt 3.3.13) zu einer Verringerung von ungefähr 90 % des EDTA führt [159, Steube et al. 2005]. In der Zellstofffabrik Stendal, DE, wird die Zulaufkonzentration von 34 – 63 mg EDTA/l auf Abwasserkonzentrationen zwischen 0,4 und 7 mg EDTA/l reduziert (Mittelwert 2008: 1,8 mg/l; gemessen 12-mal pro Jahr in 24-Stunden-Mischproben, Analyseverfahren: DIN 38413-3). Im Zulauf wurden im Mittel 50 mg EDTA/l (24-Stunden-Mischprobe) gemessen [160, LVSA 2009].

Es wurden keine weiteren Belege aus echten Fabriken zur Verfügung gestellt, weder als Einzelfall noch an anderen Sulfatzellstofffabriken.

II. Herstellung von Sulfitzellstoff:

In fast allen Fabriken wird in der Bleichanlage DTPA verwendet (1 – 2 kg DTPA/Tonne luto). Abhängig von der Wasserkreislaufschließung der Bleichanlage gelangen 10 – 90 % davon in das Abwasser. Normalerweise kann in der Abwasserbehandlungsanlage kein wesentlicher biologischer Abbau von DTPA erwartet werden. Daher setzen Zellstofffabriken, die nicht über eine erste Bleichstufe auf MgO-Basis verfügen, mit der ein Teil der Waschflüssigkeiten zur Rückgewinnungsanlage zurückgeführt werden kann (siehe Abschnitt 4.3.8), praktisch 90 – 100 % des verwendeten DTPA oder 1 – 2 kg DTPA/Tonne luto frei. Eine deutsche Zellstofffabrik mit der Bleichsequenz $P_{MgO-A-P_{NaOH}}$ führt 80 – 90 % des verwendeten DTPA in die Chemikalienrückgewinnungsanlage zurück und verhindert so auf wirksame Weise die Einleitung von DTPA in das Gewässer. Bei einer Herstellung von 500 – 600 Tonnen Zellstoff/Tag verwendet die Fabrik circa 1 000 kg DTPA/Tag, wovon nur 50 – 60 kg DTPA/Tag tatsächlich in die Umwelt freigesetzt werden. Die Wirksamkeit der Stoffe, mit denen EDTA oder DTPA ersetzt werden, scheint von einer Reihe von Faktoren abzuhängen, wie der Art der Zellstoffherstellung und der Bleiche, der verwendeten Holzart und deren Metallgehalt, dem Erdalkali- und Schwermetallgehalt (Verunreinigungen) der Bleichbasis (z. B. Zusatz-MgO für Sulfitzellstofffabriken) und den letztlichen Zielwerten für den Weißgrad oder Schmutzpunkte. Eine deutsche Zellstofffabrik verwendet eine Mischung aus DTPA und DTMPA, einem Phosphonat, das ebenfalls nicht leicht biologisch abbaubar ist, jedoch leichter vom Bioschlamm absorbiert werden kann. Da sich DTMPA in der Biomasse der Abwasserbehandlungsanlage anreichert, kann es aus dem Abwasser entfernt werden und es werden weniger Komplexbildner in das Gewässer eingeleitet [216, Patt 2009].

Die Sulfitzellstofffabrik Nordic Papier, SE, verwendet 0,7 – 1,0 kg EDTA/Tonne luto, wobei der größte Teil davon in die Abwasserbehandlungsanlage gelangt. Durch Anwendung eines dreistufigen Bioreaktorverfahrens mit MBBR-Technologie wird ein Abbau von EDTA von 40 % beobachtet.

III. Holzschliff

Mehrere Versuche der Holzforschung Austria zur oxidativen Bleiche von Holzschliff haben eindeutig gezeigt, dass eine Elimination von DTPA zu einer Verringerung des Weißgrads von 5 – 6 Punkten Weißgrad nach ISO führen. Versuche, in denen DTPA durch andere Chemikalien (vom Hersteller als biologisch abbaubar verkauft) ersetzt wurde, haben gezeigt, dass eine Verringerung (z. B. von 0,3 % bis 0,05 %) von DTPA möglich ist, jedoch Verluste des Weißgrads von 1 – 2 Punkten mit sich bringt. Die mit phosphonatbasierten Ersatzstoffen erzielten Ergebnisse ähnelten in einigen Fällen denen von DTPA. Wenn der alternative Stoff Phosphonate enthält, kann dies zu Betriebsproblemen in der Kläranlage führen. Es gibt Fabriken, in denen diese Probleme bei der Anwendung von Phosphonaten als eliminierbare alternative Komplexbildner nicht beobachtet wurden und komplexbildende Eigenschaften, die denen von DTPA nahe kommen, erreicht wurden [161, C.Hoelger et al. 2008]. Eine Faserstoff- und Papierfabrik in Deutschland hat die in ihrer Holzschlifflinie verwendete Menge an DTPA beträchtlich von 2 kg DTPA/t auf

0,4 kg DTPA/Tonne Holzschliff verringert (*Quelle*: deutsche Umweltschutzbehörde, 2010).

IV. Deinkter Faserstoff, der bei der Verarbeitung von Altpapier gewonnen wird

In den meisten Fällen werden keine Komplexbildner benötigt, um gebleichte, deinkte Sorten auf Altpapierbasis zu produzieren. Die für die oxidative Bleiche erforderliche Stabilisierung des Peroxids erfolgt hauptsächlich durch natürliche oder modifizierte Arten von Natriumsilicat (Na/K-Silicate). Durch den hohen Calciumgehalt der Prozesswässer wird die Wirkung von EDTA oder DTPA stark verringert, so dass deren Verwendung normalerweise nicht wirkungsvoll ist. Als Ausnahme wird DTPA als Komplexbildner bei der Herstellung qualitativ sehr hochwertigen Papiers, wie zum Beispiel SC-B-Qualität auf Basis von 100 % deinktem Faserstoff (DIP) oder SC-A-Qualität mit einer Verwendung von 25 % DIP (Beispielfabrik in Deutschland), verwendet. Vor der Peroxidstufe wurde eine zusätzliche Waschstufe eingeführt. Die in diesen Fällen verwendeten Mengen an DTPA waren vergleichsweise gering.

Medienübergreifende Auswirkungen

Bei der Verwendung von biologisch abbaubaren Komplexbildnern sind keine negativen medienübergreifenden Auswirkungen zu erwarten (solange die Alternativen der Leistungsfähigkeit herkömmlicher Komplexbildner entsprechen). Wenn das Hauptmerkmal der Ersatzstoffe das höhere Adsorptionsvermögen ist (z. B. einige Phosphonate) werden die Metallkomplexe nicht biologisch abgebaut. Sie werden jedoch nicht mit dem abgeleiteten Abwasser freigesetzt, sondern von den gebleichten Fasern oder dem Bioschlamm, der in den meisten Fällen verbrannt wird, adsorbiert. Von der Holzforschung Austria (HFA) durchgeführte Studien zur Elimination von Phosphonaten (Prüfungen gemäß EN ISO 7827) haben gezeigt, dass die Phosphonate nicht biologisch abbaubar sind; sie haben außerdem gezeigt, dass Phosphonate nicht in dem Ausmaß vom Bioschlamm adsorbiert werden, wie dies an anderer Stelle angegeben wird, dass sie nur mit großem Aufwand nachweisbar sind und dass sie den Phosphorgehalt des Abwassers erhöhen können. Für die Anwendung von Komplexbildnern auf Phosphonatbasis im großtechnischen Maßstab z. B. in der Papierfabrik Albbbruck (DE) wurde jedoch eine Abscheideleistung von ungefähr 90 % der Phosphonate nach Durchlaufen der biologischen Behandlungsanlage nachgewiesen [161, C.Hoelger et al. 2008].

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Das schrittweise Verfahren zur Verringerung der Emissionen durch die Verwendung von Komplexbildnern kann in neuen und bestehenden Fabriken angewendet werden. Je nach den verwendeten Ersatzmitteln, können kleinere oder größere Anpassungen des Verfahrens erforderlich sein, um die Leistungsfähigkeit der Komplexbildner zu gewährleisten. Es hat sich zum Beispiel erwiesen, dass bestimmte Anpassungen des Verfahrens, meist in Bezug auf eine Veränderung des pH-Werts oder der Zugabestelle des Komplexbildners, erforderlich sind, um das Verfahren für die neue Mischung zu optimieren.

Oft sind die biologisch abbaubaren Alternativen für EDTA/DTPA sehr spezifisch, d. h. für unterschiedliche Aufschluss- und Bleichverfahren müssen unterschiedliche Komplexbildner verwendet werden. Es gibt keinen Universalkomplexbildner wie EDTA/DTPA. Vor der Anwendung müssen Prozessanpassungen erfolgen und die am besten geeigneten Zusatzstoffe für die Bleiche müssen ermittelt werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Massebilanz für die Verwendung und den Verbleib der eingesetzten Komplexbildner (EDTA oder DTPA) erfordert die Berechnung der Kosten für die Probenahme, chemische Analyse und die Erstellung eines Berichts. Wenn leichter biologisch abbaubare Ersatzstoffe im großtechnischen Maßstab untersucht werden, übernehmen normalerweise die Chemikalienhersteller während der Testphase die Probenahme, Analyse etc., d. h. dies sollte der Faserstofffabrik keine zusätzlichen Kosten verursachen. Die Angaben zur Wirtschaftlichkeit der Massebilanzberechnung und Prüfungen von herkömmlichen Produkten oder Ersatzstoffen unterscheiden sich nicht, da für beide Produkte das gleiche Verfahren erforderlich ist.

Wenn ein Betreiber sich entschließt, ein leichter biologisch abbaubares Ersatzmittel zu verwenden, sind eine Dosierpumpe und Rohrleitungen erforderlich. Wenn die biologisch abbaubaren Komplexbildner jedoch regelmäßig angewendet werden, nutzt die Fabrik die gleichen Dosierpumpen/Tanks und Rohrleitungen wie bei DTPA/EDTA, so dass keine zusätzlichen Kosten entstehen sollten. Es ist unwahrscheinlich, dass wesentliche Änderungen der Anlage erforderlich werden, so dass für die Substitution der Bleichzusatzstoffe nur geringe Investitionen erforderlich sind.

Die stärkste Auswirkung auf die Kosten entsteht durch den Preis des biologisch abbaubaren alternativen Komplexbildners. 2010 war der Einheitspreis pro 100 % Wirkstoff für biologisch abbaubare oder eliminierbare Stoffe höher als für DTPA oder EDTA. Ein Chemikalienhersteller gab an, dass die Einheitspreise der biologisch abbaubaren Ersatzstoffe ~10 – 15 % höher sind als der Einheitspreis von DTPA. Im Gegensatz dazu gab eine Papierfabrik (SCA Laakirchen, AT) an, dass die Bleichkosten

erheblich steigen (bis zu 200 %), wenn ausschließlich ein geprüfter alternativer Komplexbildner verwendet wird [[162, U.Hamm 2009](#)].

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Empfehlung der Kommission zu Risikobegrenzungsmaßnahmen für Stoffe wie EDTA [[260, COM Recommendation 2006/283/EC 2006](#)] schlägt in Abschnitt 6 eine Reihe von Maßnahmen zur Verringerung von EDTA-Emissionen vor, die auch für andere schlecht biologisch abbaubare Komplexbildner wie DTPA gelten:

- Die Festlegung von Umweltqualitätsnormen (UQN) und nationalen Maßnahmen zur Verminderung der Umweltverschmutzung;
- Die Berücksichtigung der Verwendung von EDTA in gemäß Richtlinie 2010/75/EG erteilten Genehmigungen;
- Die Überwachung der Anwendung der BVT für EDTA und die Mitteilung aller wichtigen Entwicklungen an die Kommission im Rahmen des Informationsaustauschs über die BVT.

Außerdem wird in der Mitteilung der Kommission über die Ergebnisse der Risikobewertung und über die Risikobegrenzungsstrategien für unterschiedliche Stoffe, zu denen auch EDTA gehört [[259, COM Communication 2006/C90/04 2006](#)], empfohlen, dass im aktualisierten BREF-Dokument eine Anleitung für die BVT in Bezug auf die Verwendung von EDTA erstellt wird. Die Richtlinie 2008/105/EG des Europäischen Parlaments und des Rates vom 16. Dezember 2008 über Umweltqualitätsnormen im Bereich der Wasserpolitik [[263, Directive 2008/105/EC 2008](#)] (Tochterrichtlinie zu Artikel 16 der EU-Wasserrahmenrichtlinie) führt in Anhang III „Stoffe, die einer Überprüfung zur möglichen Einstufung als ‚prioritäre Stoffe‘ oder ‚prioritäre gefährliche Stoffe‘ zu unterziehen sind“ auch EDTA auf. Einige nationale Vorschriften und zuständige regionale Behörden schreiben Faserstofffabriken vor, innerhalb ihres Verantwortungsbereichs die Emissionen von EDTA oder DTPA in die aufnehmenden Gewässer unter Bewertung der Verfügbarkeit von Ersatzstoffen auf Einzelfallbasis zu verringern (z. B. in Österreich oder Deutschland). Wenn die aufnehmenden Flüsse oder Seen zur Bereitstellung von Trinkwasser verwendet werden, legen die zuständigen Verantwortlichen für den Umweltschutz immer strengere Grenzwerte für die zulässigen EDTA- und DTPA-Konzentrationen fest.

Anlagenbeispiele

Einige Sulfitzellstofffabriken verwenden keine Komplexbildner für die Metallbewirtschaftung; bei den meisten ist dies jedoch der Fall. In anderen Fabriken wird versucht, die Freisetzung von Komplexbildnern durch die Fabrik in aufnehmende Gewässer zu verringern. Laut vertraulichen Informationen verwendet eine Holzstofffabrik in Mitteleuropa seit Januar 2009 erfolgreich einen biologisch abbaubaren Komplexbildner in ihrem Verfahren. Eine Altpapier verarbeitende Fabrik in Mitteleuropa nutzt regelmäßig einen biologisch abbaubaren Komplexbildner.

Aufgrund der Vertraulichkeit der Erfahrungen im großtechnischen Maßstab können keine genaueren Informationen geliefert werden.

Referenzliteratur

- [[161, C.Hoelger et al. 2008](#)], [[162, U.Hamm 2009](#)], [[206, Akso Nobel 2007](#)],
[[208, Langi et al. 2007](#)], [[209, Aschacher et al. 2007](#)], [[216, Patt 2009](#)],
[[221, Sankari 2009](#)], [[222, S. Metsärinne et al. 2007](#)], [[223, H. Hyvönen et al. 2003](#)],
[[224, Aschacher 2009](#)], [[259, COM Communication 2006/C90/04 2006](#)],
[[260, COM Recommendation 2006/283/EC 2006](#)], [[263, Directive 2008/105/EC 2008](#)],
[[264, WFD 2000/60/EC 2000](#)].

2.9.10 Sicherstellen des gleichmäßigen Betriebs und Minimieren von unbeabsichtigten Freisetzungen

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

In vielen Fällen hat die Sicherstellung des gleichmäßigen Betriebs und die Minimierung von unbeabsichtigten Freisetzungen eine erhebliche Auswirkung auf die erzielte Leistung der in den Kapiteln 3 bis 7 erörterten „bei der Festlegung der BVT zu berücksichtigenden Techniken“. Ein gleichmäßiger Betrieb der Prozesse verbessert die Materialeffizienz, verringert die Umweltverschmutzung, vermindert den Energieverbrauch und senkt die Kosten [169, Nilsson et al. 2007]. Auf der anderen Seite führen wiederholte Produktionsunterbrechungen, technische Stilllegungen und unbeabsichtigte Freisetzungen zu erhöhten Emissionen und ineffizienten Prozessen. Der gleichmäßige und sichere Betrieb von Maschinen und Prozessen gewährleistet niedrige Emissionswerte, ohne weitere End-of-pipe-Investitionen. Es gibt jedoch Zeiträume in der Zellstoff- und Papierindustrie, in denen die Auslastungsraten von Zellstoff- und Papierfabriken relativ niedrig sind – entweder marktbedingt, aufgrund von Unruhen auf dem Arbeitsmarkt oder anderen Störungen, die nicht im Einflussbereich der Fabrik liegen. Dadurch werden die spezifischen Verbrauchs- und Emissionszahlen erhöht (angegeben als kg Schadstoff pro Tonne Faserstoff oder Papier). Somit ist es unter dem Gesichtspunkt des Umweltschutzes am Besten, kontinuierliche Produktionsserien ohne Unterbrechungen zu fahren. Unterschiedliche Marktbedingungen erfordern jedoch Änderungen der Stoffzusammensetzung und der Produkte. Das heißt, es gibt keine optimalen Verfahren in Bezug darauf, was hergestellt werden soll, sondern nur dahingehend, wie bei Sortenwechseln unter Anwendung optimaler Verfahren und Maßnahmen gut produziert werden kann.

In Abbildung 2.30 sind die Zusammenhänge zwischen gleichmäßigem bzw. ungleichmäßigem Betrieb und den Emissionen dargestellt. Durch einen gleichmäßigen Betrieb werden Produktionsspitzen/-abfälle sowie Anfahr-/Abfahrvorgänge und außergewöhnlich hohe/niedrige Frachten vermieden, was zu einer Verringerung der Emissionen und einem verminderten Energieverbrauch führt. Dadurch wird auch die Produktqualität beeinflusst.

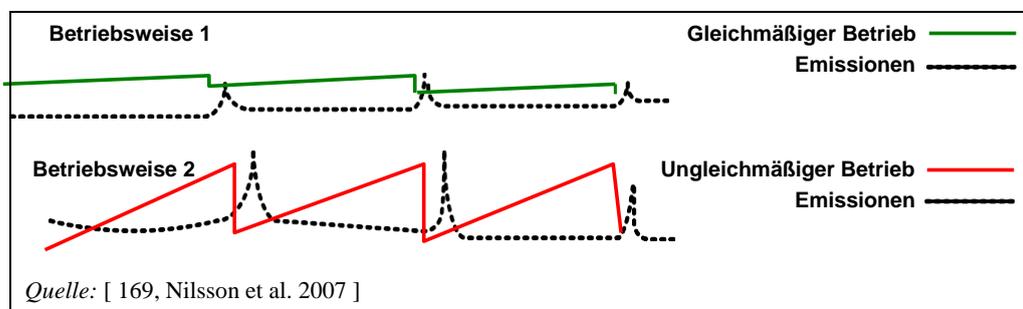


Abbildung 2.30: Emissionswerte in Abhängigkeit von der Betriebsweise der Fabrik

Einen gleichmäßigen Betrieb anzustreben bedeutet, die verfügbaren Informationen zu nutzen, um störende Bedingungen zu erkennen und gegebenenfalls rechtzeitig zu handeln. In der folgenden Liste werden Maßnahmen zur Verringerung unerwünschter Freisetzungen beschrieben, die individuell für jeden Fall betrachtet werden sollten.

- Moderne Informations-, Automatisierungs- und computerbasierte Kontrollsysteme mit Online-Messungen verringern, insbesondere bei der Überwachung der Emissionen in die Atmosphäre, die Notwendigkeit einer separaten Emissionskontrolle und ermöglichen die statistische Nachbearbeitung.
- Kontinuierliche Messungen und die Überwachung der Prozessparameter, die die Prozessstabilität sowohl für Herstellungsverfahren als auch Emissionsminderungstechniken nachweisen und somit Daten liefern, die für einen Betrieb nahe der optimalen Prozessparameter erforderlich sind, sowie Anstrengungen zur Stabilisierung kritischer Prozessparameter.
- Die Bestimmung der N- und P-Werte über längere Zeiträume liefert dem Betreiber nicht

die Informationen, die notwendig sind, um im Fall einer ungeeigneten Dosierung von Nährstoffen oder Störungen der Anlage zur biologischen Behandlung zeitnahe Schritte einzuleiten. Im Rahmen der Selbstüberwachung kann die Online-Messung von Stickstoff und Phosphor zur Kontrolle der Dosierung der Nährstoffe angewendet werden. Die Online-Analyse von Proben ermöglicht die kontinuierliche Bewertung der Nährstoffsituation in der Behandlungsanlage sowie das Ergreifen sofortiger Maßnahmen bei schlechter Reinigungsleistung der Behandlungsanlage oder ungeeigneter Dosierung von Nährstoffen. In vielen Fällen ergänzen Online-Messungen zur Gewinnung zusätzlicher Informationen zu den Nährstoffwerten und -schwankungen die auf Laboranalysen basierenden Selbstüberwachungsmaßnahmen.

- Optimale Tank- und Beckenvolumen zur Bewältigung außergewöhnlicher Freisetzungen.
- Optimales Produktionsniveau in Bezug auf die Höchstkapazität. Bei einer Produktionsleistung mit voller Auslastung ist die Anlage anfälliger für Störungen der Prozesse und die Emissionsminderung wird unsicherer.
- Durch das Teilen von Informationen wird das rechtzeitige Ergreifen der richtigen Maßnahmen erleichtert. Kommunikation erfordert Engagement auf allen Ebenen sowie regelmäßige abteilungsübergreifende Treffen. Alle am Prozess beteiligten Mitarbeiter sollten involviert sein.
- Aktive Berichterstattung außergewöhnlicher Bedingungen. Alle Umweltinformationen sollten mit dem Fabrikinformationssystem an den Leitstand der Fabrik übermittelt werden. Die Abwasserbehandlungsanlage sollte vom Leitstand der Fabrik aus kontrolliert werden und nicht separat.
- Sorgfältige Planung von Abschaltungen und damit verbundenen Maßnahmen - Vorbereitung auf Störungen.

Techniken zur Verminderung von Emissionen in die Luft und in Gewässer können so konzipiert und betrieben werden, dass unerwartete Spitzenlasten und unbeabsichtigte Freisetzungen wesentlich verringert werden können (siehe auch Abschnitt 10.2.2).

2.7.3

Umweltleistung und Betriebsdaten

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die Technik wirkt sich positiv aus, da sie die Verschmutzung aller Medien verhindert.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Maßnahmen/Techniken können in neuen und bestehenden Fabriken angewendet werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Der gleichmäßige Ablauf der Prozesse und weniger unbeabsichtigte Freisetzungen verbessern die Materialeffizienz, vermindern die Umweltverschmutzung (Abfall, Emissionen) und in den meisten Fällen auch die Kosten. Der gleichmäßige und sichere Betrieb von Maschinen und Prozessen gewährleistet niedrigere Emissionswerte.

Anlagenbeispiele

Viele Zellstoff- und Papierfabriken in Europa haben Maßnahmen eingeführt, um den gleichmäßigen Betrieb von Verfahren und Emissionsminderungstechniken für Emissionen in Gewässer und die Luft sicherzustellen und somit unbeabsichtigte Freisetzungen in die Umwelt zu verringern.

Referenzliteratur

[169, Nilsson et al. 2007].

2.9.11 Reduzierung der Schadstoffbelastung von Abwasser

2.9.11.1 Abwasservorklärung

Beschreibung

Die Abwasservorklärung besteht aus einer physikalisch-chemischen Behandlung, z. B. zur Vergleichmäßigung, Neutralisierung oder Sedimentierung. Durch die Vorklärung sollen Spitzenwerte in Hinblick auf die Schadstoffbelastung, den Durchfluss oder die Temperatur des Zulaufs einer Abwasserbehandlungsanlage vermieden und dadurch die nachgeschaltete biologische Behandlungsanlage geschützt werden. Außerdem soll die anfängliche Schadstoffbelastung verringert werden, um eine effizientere biologische Behandlung mit geringerem Schlammanfall zu ermöglichen. Die Vorklärung in Zellstoff- und Papierfabriken kann die Vergleichmäßigung, Neutralisierung und Sedimentierung, Flotation, Filtration etc. umfassen. Bei der Vergleichmäßigung (z. B. Ausgleichsbecken oder große Puffertanks) wird der Zulauf gesammelt, gemischt und zwischengelagert, so dass Spitzen ausgeglichen werden. Abfiltrierbare Stoffe (Fasern, Rindenpartikel und organische Stoffe wie Füllstoffe) werden durch mechanische Mittel (Sedimentation, Flotation und Filtration) abgeschieden. Um die Klärung und Abscheidung bestimmter abfiltrierbarer Stoffe, kolloidaler Stoffe und gelöster Stoffe zu verbessern, können Fällungsmittel oder Flockungsmittel zugegeben werden.

Erreichter Umweltnutzen

Reduzierung der Schadstoffbelastung, insbesondere AFS.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Normalerweise wird die Vorklärung nicht als alleinige Behandlung, sondern eher als Vorbehandlung verwendet. Daher sind die Umweltleistung und Betriebsdaten in den sektorspezifischen Informationen enthalten, die zur zweiten Abwasserstufe in den Abschnitten 3 bis 7 bereitgestellt werden.

Medienübergreifende Auswirkungen

Für die Abwasservorklärung wird Energie für Pumpvorgänge etc. benötigt und es wird Schlamm erzeugt.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Anwendbar für neue und bestehende Anlagen.

Informationen zu medienübergreifenden Auswirkungen, Anwendbarkeit, Angaben zur Wirtschaftlichkeit, wichtigen Gründen für die Einführung, Beispielanlagen und Referenzliteratur für diese Technik sind in den sektorspezifischen Abschnitten 6.3.6 und 7.3.10 enthalten.

2.9.11.2 Zweite Abwasserreinigungsstufe

2.9.11.2.1 Aerobe biologische Abwasserbehandlung

Beschreibung

Bei der aeroben biologischen Abwasserbehandlung wird die biologisch abbaubare Fracht unter Sauerstoffeinwirkung mittels Abbau durch Mikroorganismen und unter Erzeugung von Biomasse, Kohlendioxid und Wasser verringert. Nach der Vorklärung, die meist erfolgt um die biologische Behandlungsanlage vor übermäßigen Frachten und Schadstoffspitzen zu schützen, wird biologisch abbaubares gelöstes und kolloidales Material im Abwasser unter Lufteinwirkung durch Mikroorganismen in festes Zellmaterial (Biomasse) und in Kohlendioxid und Wasser umgewandelt. Nach dem biologischen Abbau werden Biomasse und Wasser normalerweise mittels Absetzbecken getrennt (die Klärung kann durch Flockung etc. verbessert werden). Es stehen verschiedene Verfahrenskonzeptionen zur Verfügung, die in zwei wesentliche Kategorien unterteilt werden können: Belebtschlammssysteme (wie ein- oder zweistufige

Belebtschlammanlagen oder Belüftungsteiche) und Biofilmsysteme (wie Schwebebett-Biofilmreaktoren (MBBR) oder Membran-Bioreaktoren (MBR)). Auch eine Kombination aus Biofilm- und Belebtschlammssystemen wird verwendet.

a) *Belebtschlammverfahren*

Eine Belebtschlammanlage besteht aus zwei Teilen, dem Belüftungsbecken und dem Nachklärbecken (Sedimentationsbecken). Im Belüftungsbecken wird das Abwasser mit Hilfe einer Mikroorganismenkultur (dem Belebtschlamm) behandelt, die in hoher Konzentration vorhanden ist. Im Nachklärbecken wird der Schlamm vom Wasser getrennt. Der größte Teil des Schlammes wird zur Aufrechterhaltung der hohen Schlammkonzentration zum Belüftungsbecken zurückgeführt. Ein kleiner Teil des Schlammes, der dem Nettowachstum der Mikroorganismen entspricht, wird dem System als Überschussschlamm entnommen. Die Sauerstoffbeimischung zum Belüftungsbecken erfolgt durch mechanische Belüftungseinrichtungen. Es sind verschiedene Belüfterarten wie Oberflächenbelüfter, getauchte Turbinenbelüfter, Feinblasenbelüfter und Strahlbelüfter im Einsatz. Für die letzten drei Belüfterarten wird Druckluft aus Gebläsen oder Kompressoren benötigt. Für das Belebtschlammverfahren gibt es eine Vielzahl von Verfahrens- und Anlagenkonzeptionen.

Diese Alternativen können sich hinsichtlich der Auslegung des Belüftungsbeckens, der Anzahl der Stufen, der Nachklärung, der Belüftungseinrichtung sowie des Schlammrecyclings unterscheiden.

b) *Belüftungsteich*

Ein Belüftungsteich verfügt über ein großes Volumen mit Verweilzeiten des Abwassers von 3 – 20 Tagen. Die Mikroorganismen wachsen in Suspension im Großteil des Abwassers, wobei im Teich mit 100 – 300 mg/l relativ geringe Feststoffkonzentrationen erreicht werden. Das Wachstum der Mikroorganismen erfordert Sauerstoff, der nahezu ausschließlich mit mechanischen Belüftungseinrichtungen zugeführt wird. Oberflächenturbinenbelüfter sind die häufigsten Belüftungsaggregate, aber bei tiefen Teichen werden Bodenbelüfter mit dadurch eingetragener Luft oder mit Druckluftzufuhr eingesetzt. Die Belüftungseinrichtungen sorgen auch für die Vermischung, die erforderlich ist, um die Feststoffe in Suspension zu halten und die mikrobielle Aktivität zu verbessern. Belüftungsteiche haben einen hohen Flächen- und Volumenbedarf, sind als Erdbecken konzipiert und können mit und ohne Absetzbereich angelegt werden. Im ersten Fall erfolgt am Ende des Teichs keine Belüftung und Mischung, wodurch sich die Feststoffe absetzen können. Im zweiten Fall wird diese Sedimentation in einem separaten Becken durchgeführt. Bei diesem biologischen Verfahren wird keine Biomasse vom Anfang des Beckens zum Beckenende zurückgeführt. Der sedimentierte Schlamm wird nur selten entfernt, alle 1 – 10 Jahre. Der Einsatz von Belüftungsteichen ist aus mehreren Gründen weniger üblich geworden: die im Vergleich zum Belebtschlammverfahren niedrigere Reinigungsleistung für Verunreinigungen im Abwasser, der große Flächen- und Beckenvolumenbedarf und die hohen Energieanforderungen bei geringer Energieeffizienz für die Belüftung und Mischung. Ehrgeizigere Abwasseranforderungen haben dazu beigetragen, dass viele der in dieser Industrie bestehenden Teiche außer Betrieb genommen oder in hochleistungsfähige Belebtschlammanlagen umgerüstet oder mit zusätzlichen Behandlungsbecken versehen worden sind.

c) *Schwebebettbiofilmreaktor*

Die Grundlage des Schwebebettbiofilmreaktorverfahrens (Moving Bed Biofilm Reactor - MBBR) bilden die aus Polyethylen hergestellten Biofilmträgerelemente. Die Elemente bieten dem Biofilm eine große geschützte Oberfläche sowie optimale Bedingungen für das Wachstum der Bakterienkultur. Die Bakterienkulturen bauen die löslichen organischen Stoffe ab, reifen allmählich und lösen sich vom Medium. Die Kulturen bilden eine natürliche Flocke, die leicht vom Wasser abgetrennt werden kann.

d) *BAS – Biofilmbelebtschlammbehandlung*

Zur Verringerung der Volumen und des Energieverbrauchs wurden in den letzten zehn Jahren kompakte biologische Abwasserbehandlungsanlagen entwickelt, die Schwebebetten mit Füllkörpern (Carrier) und Belebtschlamm kombinieren (Bed Carrier with Activated Sludge - BAS).

Der Vorteil des Biofilmträgers liegt darin, dass ein großer Teil der Biomasse auf dem Träger bleibt und nicht über eine Sedimentationskammer zirkuliert werden muss. Der Vorteil beweglicher Biofilmträger

im Vergleich zu Festbetten liegt darin, dass keine Verstopfungsgefahr besteht. Durch die Anwendung dieser Technologie wird die Verweilzeit im Vergleich zu herkömmlichen Belebtschlammanlagen um mindestens 50 % verringert. Dank des geringeren Volumens können die biologischen Behandlungsanlagen näher an die Produktionslinie gebaut werden, wodurch Energie und Kosten gespart werden. Die Verringerung des CSB ist in allen verschiedenen Arten von Behandlungsanlagen mit Belebtschlamm ähnlich, aber die Schlammerzeugung ist niedriger als in Belebtschlammanlagen, wenn der Schlamm in der letzten Stufe der BAS-Anlage zersetzt wird (z. B. BAS 0,15 kg abfiltrierbare Stoffe (AFS)/kg abgebautem CSB im Vergleich zu einer Dauer-Belebtschlammanlage (Long-term Activated Sludge - LAS) 0,3 kg AFS/kg abgebautem CSB (Quelle: Södra-Fabriken). Die Verringerung von Chloraten ist mit 95 - 100 % aufgrund der anoxischen Bedingungen in der wachsenden Biomasse hoch. BAS-Behandlungsanlagen verbrauchen aufgrund des kompakten Volumens weniger Energie als andere Behandlungsanlagen (BAS 23 kWh/Tonne lutro im Vergleich zu LAS 33 kWh/Tonne lutro (Quelle: Södra-Fabriken)). Diese kompakten Systeme neigen jedoch zu Nährstoffmangel, da die Verweildauer kurz ist. Daher werden diese Systeme mit einem Nährstoffüberschuss betrieben, was zu höheren Phosphor- und Stickstoffemissionen führt.

e) *Membranbioreaktor*

Ein Membranbioreaktor (MBR) besteht gewöhnlich aus einem belüfteten Bioreaktor, ähnlich wie im Belebtschlammverfahren, kombiniert mit einem Membranverfahren zum Trennen der Biomasse vom

Abwasser. Es gibt zwei wesentliche MBR-Konfigurationen: bei einer Konfiguration sind die Membranen im Reaktor getaucht und stellen einen festen Bestandteil des Bioreaktors (intern/getaucht) dar und eine Konfiguration, bei der die Membranen ein separates Standardverfahren (extern/Seitenstrom) nach dem Bioreaktor darstellen. Das geklärte Filtrat aus der Membranstufe kann im Verfahren wiederverwendet werden, während die abgetrennte Biomasse in den Bioreaktor zurückgeführt wird. Dank der hohen Qualität des Filtrats ist die MBR-Technologie ideal für die Verwendung als interne Wasserkreislaufbehandlung geeignet. Um die Ansammlung von Feststoffen auf der Membranoberfläche zu vermeiden, muss das Membransystem in festgelegten Abständen mechanisch oder chemisch gereinigt werden. Dies erfolgt normalerweise vollautomatisch und direkt im MBR-Becken (keine Entfernung der Membranen erforderlich).

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung der Emissionen organischer Stoffe (CSB, BSB), AOX, Phosphor, Stickstoff und Komplexbildner in Gewässer.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Belebtschlammanlagen sind in der Zellstoff- und Papierindustrie weit verbreitet. Einer groben Schätzung folgend, wird das Belebtschlammverfahren bei 60 – 75 % aller biologischen Abwasserbehandlungsanlagen in dieser Industrie verwendet und stellt auch bei den jüngst errichteten Anlagen das üblichste Abwasserbehandlungsverfahren dar. Im Allgemeinen werden mit dem Belebtschlammverfahren – oder vergleichbaren Techniken wie Schwebbettbiofilmreaktoren – hohe Reinigungsleistungen erzielt. Die Biomasse ist jedoch anfällig für Störungen und instabile Betriebsverhältnisse. Daher treffen die Betreiber gewöhnlich Vorkehrungen, um Spitzenfrachten oder -volumenströme oder bestimmte toxische Abwasserströme von der Biomasse des Belüftungsbeckens fern zu halten. Zu den Maßnahmen gehören die Kontrolle der Stabilität des Herstellungsverfahrens (siehe Abschnitt 2.9.10), die Vermeidung des Zulaufs von Leckagen konzentrierter Kochflüssigkeiten (siehe Abschnitt 3.3.9) und die Verwendung von Havariebecken (siehe Abschnitt 3.3.12) und Ausgleichsbecken. Die häufigsten Gründe für geringe Leistungen bei Anlagen sind der gewählte Aufbau und die Auslegung, eine zu hohe Last oder eine unzureichende Wartung und ein unzureichender Betrieb des Systems. Die Temperatur des Abwassers beeinflusst die Funktion der biologischen Stufe. Die Temperatur darf für aerobe Verfahren 30 – 35 °C nicht übersteigen und eine Kühlung kann notwendig werden. Weitere Informationen zur spezifischen Umweltleistung und den Betriebsdaten für die Anwendung in einzelnen Unterbereichen der Zellstoff- und Papierindustrie sind in den sektorspezifischen Abschnitten zur Abwasserbehandlung in den Abschnitten 3 bis 7 enthalten.

Medienübergreifende Auswirkungen

Bei der aeroben biologischen Abwasserbehandlung wird Energie verbraucht (z. B. für Belüfter und Pumpen) und Schlamm erzeugt, der normalerweise vor der Verwendung oder Entsorgung behandelt werden muss. Bei einigen biologischen Behandlungsanlagen in der Zellstoffindustrie wurden *Legionella*-Bakterien nachgewiesen. Das Problem sollte von den Betreibern in Zusammenarbeit mit den zuständigen Behörden behoben werden, um die Verbreitung dieser Bakterien zu minimieren und zu vermindern. Bei kompakten biologischen Behandlungsanlagen kann der Betrieb mit einem Nährstoffüberschuss zu höheren Phosphor- und Stickstoffemissionen führen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Anwendbar für neue und bestehende Anlagen. Spezifische Informationen zur Anwendbarkeit, Angaben zur Wirtschaftlichkeit etc. sind in den sektorspezifischen Informationen enthalten, die zur zweiten Abwasserstufe in den Abschnitten 3 bis 7 bereitgestellt werden.

Informationen zu Angaben zur Wirtschaftlichkeit, wichtige Gründe für die Einführung, Beispielanlagen und Referenzliteratur für diese Technik sind in den sektorspezifischen Abschnitten zur aeroben Behandlung (siehe Abschnitte 3.3.13, 4.3.16, 5.3.12, 6.3.8 und 7.3.11) enthalten.

2.9.11.2.2 Anaerobe biologische Abwasservorbehandlung

Beschreibung

Bei der anaeroben biologischen Abwasserbehandlung wird die biologisch abbaubare Fracht ohne Sauerstoffeinwirkung mittels Abbau durch Mikroorganismen und unter hauptsächlichlicher Erzeugung von Methan und Kohlendioxid verringert. Das erzeugte Biogas kann nach der Entschwefelung zur Energieerzeugung verwendet werden. Normalerweise besteht in Notfallsituationen die Möglichkeit das Biogas per Fackel zu verbrennen. Es stehen verschiedene Verfahrenskonzeptionen zur Verfügung. Die hauptsächlich angewendeten Reaktortypen umfassen: Festbettreaktoren, Schlammkontaktverfahren, aufwärts durchströmte Schlammbettreaktoren (Upflow Anaerobic Sludge Blanket - UASB), Pellettschlammbettreaktoren (Expanded Granular Sludge Blanket - EGSB) und die neuere Technologie der Reaktoren mit interner Zirkulation (IC-Reaktor). In UASB- und EGSB-Reaktoren werden die Schlammteilchen durch den aufwärts strömenden Zulauf in der Schwebelage gehalten. In IC-Reaktoren sorgt das im System erzeugte Gas für die Zirkulation und Vermischung flüssiger und fester Stoffe im Reaktor. Der Hauptzweck der verschiedenen Reaktorkonzepte besteht in der Sicherstellung hoher Biomassekonzentrationen innerhalb der Reaktoren. Dies erfolgt entweder durch Rückführung ausgewaschener Biomasse nach Sedimentation in einem externen Abscheider (Kontaktreaktorsystem) oder durch Fixierung der Biomasse an einem Trägermedium innerhalb des Reaktors (Festbettreaktor) oder durch Eigenimmobilisierung unter Erzeugung von pelletförmiger Biomasse (UASB- und EGSB-Reaktor). Die Reaktoren können als einzelne Einheiten oder als Kombination mehrerer Moduleinheiten betrieben werden. Anaerob behandeltes Abwasser erfüllt die Anforderungen für die abschließende CSB- und BSB-Konzentration des behandelten Abwassers nicht. Die anaerobe Behandlung wird deshalb normalerweise nicht als alleinige Behandlungsstufe eingesetzt. Die Abwässer aus den anaeroben Systemen werden immer in einer aeroben biologischen Stufe nachbehandelt. In Abbildung 2.31 ist ein vereinfachtes Fließschema für eine kombinierte anaerobe/aerobe Abwasserbehandlungsanlage dargestellt (bei der Herstellung von grafischem Papier und Hygienepapier auf RCF-Basis kann Überschussschlamm nicht in den Pulper oder in die Mischbütte zurückgeführt werden).

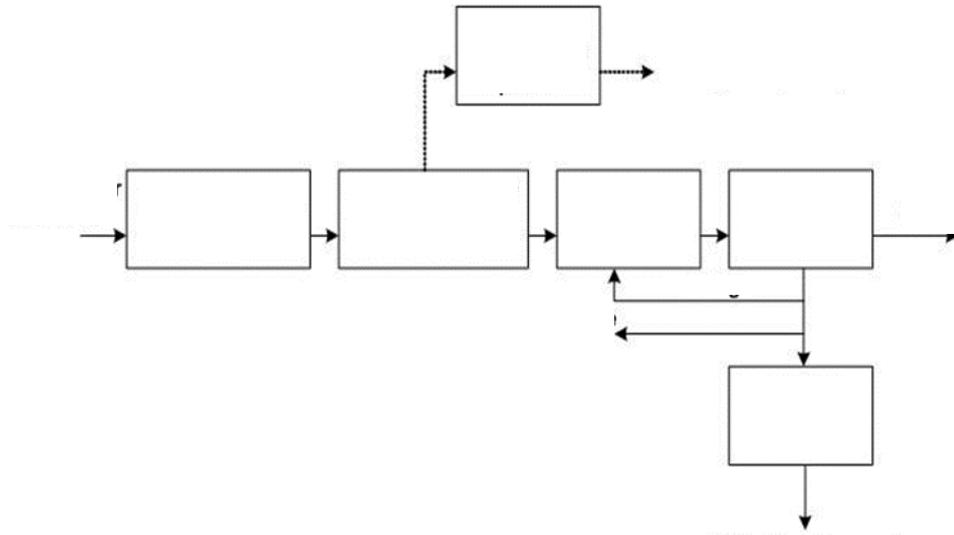


Abbildung 2.31: Vereinfachtes Fließschema für eine kombinierte anaerobe/aerobe Abwasserbehandlungsanlage

Erreichter Umweltnutzen

Durch die anaerobe Vorbehandlung wird die organische Schmutzfracht des Abwassers verringert, der entstehende Überschussschlamm wird im Vergleich zur alleinigen aeroben Behandlung reduziert und der Energiegehalt, der der organischen Schmutzfracht innewohnt, wird genutzt (Biogaserzeugung).

Umwelleistung und Betriebsdaten

Im Vergleich zu alleinigen aeroben Behandlungsanlagen haben sich kombinierte anaerobe/aerobe Behandlungsanlagen im Hinblick auf wechselnde CSB-Belastungen und toxische oder hemmende Stoffe im Prozesswasser als stabilere Systeme erwiesen. Die Verfügbarkeit der Anlagen beträgt nahezu 100 %.

Für eine wirtschaftlich sinnvolle Anwendung der anaeroben Techniken als erste Stufe einer biologischen Abwasserbehandlung sollte die CSB-Konzentration des Prozesswassers nicht unter 1 000 – 2 000 mg/l liegen.

Abhängig von der Konzipierung des Anaerobreaktors können Konzentrationen an suspendierten Feststoffen von über 200 – 500 mg/l Probleme in anaeroben Systemen, besonders in Festbettreaktoren, hervorrufen. In einigen UASB-Reaktoren wurde eine langsame Desintegration der Biomassepellets festgestellt. In diesem Fall kann die Biomasse durch neue Pellets von anderen UASB-Reaktoren ersetzt werden, um einen effizienten Reaktorbetrieb aufrechtzuerhalten. Die anaerobe Vorbehandlung reduziert die Neigung zur Blähschlammstehung in der nachfolgenden Aerobstufe beträchtlich.

In kombinierten anaeroben/aeroben Behandlungsanlagen beträgt der Energiebedarf, bezogen auf den Abbau einer Tonne CSB (hauptsächlich für Pumpvorgänge und die Belüftung) circa 200 - 300 kWh, während in alleinigen und sorgfältig konzipierten Aerobanlagen der Energiebedarf für den Abbau 1 Tonne CSB bei 500 – 600 kWh liegt. Die Menge an anfallendem Biogas aus dem anaeroben Abbau liegt im Bereich von 400 bis 600 m³/Tonne entferntem CSB und besteht aus Methan (60 – 75 %), CO₂ (20 – 35 %) und kleinen Mengen Schwefelwasserstoff. Vor der Nutzung als Brennstoff in fabrikeigenen Kraftwerken, wo es fossile Brennstoffe ersetzt, wird das Biogas entschwefelt. Sonst treten im Kraftwerk Korrosionsprobleme und höhere SO₂-Emissionen auf.

Da der Heizwert von Methan 35,7 MJ/m³ beträgt, liegt die aus der thermischen Verwendung des Biogases in einer Kraft-Wärme-Kopplungsanlage resultierende Energiemenge bei Zugrundelegung eines Wirkungsgrad des Kraftwerkes von 75 % im Bereich von 1 900 – 2 900 kWh/Tonne abgebautes CSB. Die energetische Verwertung des Biogases deckt den gesamten Energiebedarf der anaeroben/aeroben Behandlungsanlage. Ein Teil der erzeugten Energie (circa 70 - 80 %) kann in anderen Bereichen der Anlage, z. B. für den Papierherstellungsprozess, verwendet werden.

Der wichtigste Parameter zur Überwachung der Leistungsfähigkeit von anaeroben und aeroben Abwasserbehandlungstechniken ist der CSB, der meistens täglich bestimmt wird. Für anaerobe Systeme ist die Biogasbildungsrate, die kontinuierlich mittels einem Gasdurchflussmesser bestimmt wird, ein weiterer wichtiger Überwachungsparameter ebenso wie die kontinuierliche Messung des CO₂-, CH₄-, und H₂S-Gehaltes des Biogases.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es wurden keine medienübergreifenden Auswirkungen berichtet.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Anwendbar für neue und bestehende Anlagen. Die Modernisierung einer bestehenden aeroben Abwasserbehandlungsanlage mit einer anaeroben Vorbehandlungsstufe ist normalerweise machbar, wenn die Prozesswasserzusammensetzung, die CSB-Fracht und der Sulfatgehalt für eine anaerobe Behandlung geeignet sind. Die Nachrüstung einer anaeroben Vorbehandlungsstufe ist eine geeignete Maßnahme, wenn die aerobe Stufe ihre maximale Kapazität erreicht hat und möglicherweise überlastet ist.

Die anaerobe Abwasserbehandlung kann größere Aufmerksamkeit und möglicherweise Änderungen in Bezug auf den Einsatz chemischer Zusatzstoffe (z. B. Reinigungsmittel,

Entschäumer und Schleimbekämpfungsmittel) erfordern, da anaerobe Mikroorganismen empfindlicher auf diese chemischen Zusatzstoffe und toxische Wirkungen reagieren.

Informationen zu medienübergreifenden Auswirkungen, Anwendbarkeit, Angaben zur Wirtschaftlichkeit, wichtigen Gründen für die Einführung, Beispielanlagen und Referenzliteratur für diese Technik sind in den sektorspezifischen Abschnitten zur anaeroben Vorbehandlung 4.3.15 und 6.3.7 enthalten.

2.9.11.2.3 **Regelung von Anlagen zur biologischen Abwasserbehandlung und optimierte Nährstoffversorgung**

Beschreibung

Der Nährstoffeintrag wird durch die Regelung der Funktionsweise der biologischen Abwasserbehandlungsanlage und durch die Anpassung und Optimierung der Nährstoffzufuhr zur Vermeidung einer Überdosierung verringert.

Die in der biologischen Abwasserbehandlungsanlage eingesetzten Mikroorganismen benötigen Stickstoff und Phosphor, damit sie richtig wachsen können. Im Abwasser von Zellstoff- und Papierfabriken ist der Nährstoffgehalt im Vergleich zum Gehalt an organischen Stoffen normalerweise niedrig. Es ist daher oft erforderlich, Phosphor und Stickstoff zum Abwasser zuzusetzen, um eine wirksame Reinigung zu erzielen. Es ist jedoch empfehlenswert zu untersuchen, ob die anfängliche Nährstoffversorgung im Abwasser ausreichend ist. In einigen Fällen, beispielsweise bei der Verwendung von Eukalyptus als Rohstoff, ist genügend Phosphor im Abwasser vorhanden und es wird kein oder nur wenig zusätzlicher Stickstoff benötigt. Bei der Regelung der Funktionsweise der biologischen Abwasserbehandlung kommt folgenden Aspekten besondere Bedeutung zu.

Technik I. Ausreichende Nährstoffversorgung der Mikroorganismen

Die Mikroorganismen in biologischen Abwasserbehandlungsanlagen benötigen eine ausreichende N- und P-Zufuhr, um die im Abwasser gelösten organischen Stoffe zu zerlegen. Abwasser aus Zellstoff- und Papierfabriken enthält meist nur niedrige N- und P-Konzentrationen, so dass für den wirksamen Betrieb der biologischen Abwasserbehandlungsanlage Nährstoffe, z. B. in Form von Harnstoff und Phosphorsäure, zugegeben werden. Eine Ausnahme bilden Fabriken, die iberischen Eukalyptus für die Zellstoffherstellung verwenden, aus dem beim Aufschluss höhere Phosphormengen freigesetzt werden. In den biologischen Behandlungsanlagen zur Behandlung von Abwasser aus Eukalyptuszellstofffabriken wird kein Phosphor zugegeben.

Die Zugabe von Nährstoffen erfolgt durch leicht nutzbare Nährstoffverbindungen, vorzugsweise

Ammonium (NH_4^+) und Phosphat (PO_4^{3-}). In einigen Fällen werden höhere Nährstoffkonzentrationen

mit dem Prozesswasser mitgeführt (manchmal mit schwankender Konzentration und Zusammensetzung). In diesen Fällen sowie bei schwankenden Wasservolumenströmen werden die überschüssigen Nährstoffe nach der biologischen Behandlungsanlage gemessen, wenn die Zugabe nicht entsprechend angepasst wird. Der Betreiber der biologischen Behandlungsanlage muss das richtige Gleichgewicht zwischen unzureichender N- und P-Versorgung des biologischen Systems und einer unerwünschten Überdosierung finden. Eine unzureichende Nährstoffversorgung kann die Biozönose schädigen (siehe den untenstehenden Abschnitt zu „Blähschlamm“) und zur Verringerung der Reinigungsleistung der Anlage führen. Eine Überdosierung ist deshalb unerwünscht, weil überschüssige Nährstoffe die Eutrophierung von Gewässern erhöhen.

In vielen Fabriken werden der N- und P-Gehalt des Prozesswasserzulaufs oder Schwankungen der hydraulischen Belastung nicht berücksichtigt und dem Abwasser wird durchgehend zeitproportional die gleiche Nährstoffmenge zugesetzt. In einigen Fällen werden durch die verwendeten chemischen Zusatzstoffe, die im biologischen System hydrolysiert und in Ammonium umgewandelt werden, jedoch organische Stickstoffverbindungen in das Abwasser eingebracht. Dies kann dazu führen, dass die Konzentration biologisch nutzbaren Stickstoffs den Bedarf des biologischen Systems übersteigt. Der Nährstoffbedarf der Fabriken ist unterschiedlich. Als maximaler theoretischer Bedarf ist ein Verhältnis von BSB:N:P von 100:5:1 erforderlich [146, Möbius 2008]. In der Praxis werden auch Verhältnisse von 100:2,3 – 2,5:0,5 in einer Reihe von Behandlungsanlagen erfolgreich angewendet.

Technik II: Nährstoffdosierung

Die Nährstoffanforderungen der unterschiedlichen aeroben und anaeroben biologischen Behandlungssysteme schwanken innerhalb bestimmter Grenzen. Es gibt drei verschiedene Möglichkeiten zur Regelung der richtigen Nährstoffversorgung.

-
- (a) Über den Zulauf in die biologische Abwasserbehandlungsanlage. Die Zufuhr sollte anfänglich auf einem Verhältnis von ungefähr 100:3,0:0,5 von BSB:N:P im Zulauf der aeroben biologischen Stufe basieren und dann gemäß dem tatsächlichen Bedarf optimiert werden. Da es sich als schwierig herausgestellt hat, den BSB von Abwasser zeitnah zuverlässig zu bestimmen (die Analyse dauert zu lange), nutzen einige Fabriken (Online) den CSB-Gehalt als Parameter und wenden ein anfängliches Verhältnis von abgebautem CSB:N:P von 100:1:0,2 an. In anderen Fabriken werden regelmäßig TOC und TN_6 gemessen, um die Nährstoffdosierung zu regeln.
-

(b) Über das behandelte Abwasser. Für eine ausreichende Nährstoffversorgung sollten die Jahresmittelwerte nach der biologischen Behandlung wie folgt lauten: 0,5 – 1 mg/l $\text{NH}_4\text{-N}$ und 0,5 – 1 mg/l $\text{PO}_4\text{-P}$ [100, M.Cordes-Tolle 2000] oder in Bezug auf alle Messwerte, z. B. über ein ganzes Jahr, Einzelmesswerte zwischen 0 und 2 mg/l.

Behandlungsanlagen mit sehr stabilen Betriebsbedingungen und wenig Lastschwankungen benötigen unter Umständen niedrigere mittlere Konzentrationen als unter Punkt (b) angegeben, insbesondere in Bezug auf P. Die festgelegten Zielwerte basieren auf Erfahrung und sollen nur zur groben Orientierung dienen. Alle biologischen Systeme müssen fallspezifisch optimiert und abgestimmt werden.

(c) Durch Analyse der Biomasse selbst. Die Regelung der Abwasserkonzentration in Belebtschlammmanlagen liefert oft keine eindeutigen Belege für eine optimierte Nährstoffversorgung der Biomasse. Die Zusammensetzung der Biomasse sollte durch eine Analyse des Aschegehalts, des Kjeldahl-Stickstoffs (TKN) und des Gesamt-P-Gehalts der Belebtschlammproben überwacht werden, insbesondere wenn die Schlammeigenschaften ungünstig sind oder die Abbauleistung der Behandlungsanlage die Erwartungen nicht erfüllt. Die Zielwerte für die analysierten Belebtschlammproben sind (basierend auf der Trockensubstanz):

P: >10 mg Total-P/g DS)
N: 50 – 60 mg TKN/g DS).

Insbesondere die P-Zufuhr hat einen großen Einfluss auf die Schlammeigenschaften (Schlammindex). Der Schlammindex sollte täglich oder wöchentlich ermittelt werden. Er stellt einen der wichtigsten Parameter für die Regelung eines Belebtschlammverfahrens dar. Die Mikroorganismen müssen wöchentlich per Mikroskopie untersucht werden.

Bei kombinierten anaeroben/aeroben Abwasserbehandlungsanlagen sollte berücksichtigt werden, dass die anaeroben Bakterien geringere Nährstoffanforderungen haben als aerobe Bakterien. Das optimale Verhältnis von N und P für die organische Fracht muss für jeden Fall individuell ermittelt werden. Die Erfahrung hat gezeigt, dass mit einem Verhältnis von CSB:N:P:S von 350:5:1:1 gute Ergebnisse erzielt werden [101, G.Weinberger 2004]. Es wurde festgestellt, dass eine Verringerung der Nährstoffzugabe, um diese an den geringeren Bedarf anaerober Biomasse anzupassen, zu Betriebsbedingungen führt, die für die sich anschließende aerobe Stufe zu instabil sind. Es ist daher erforderlich die N- und P-Menge im Zulauf der anaeroben Stufe zuzugeben, die für die folgende aerobe Behandlung nötig ist.

Technik III. Regelung der Nährstoffdosierung

Für eine optimierte Nährstoffdosierung muss der für die entsprechende Fabrik am besten geeignete Regelungsparameter ermittelt werden. Bei der Messung der N- und P-Konzentrationen im Zulauf sollte insbesondere für Stickstoff die Bioverfügbarkeit der Stickstoffspezies berücksichtigt werden. Die Messung von $\text{NH}_4\text{-N}$ ist nicht immer ausreichend, z. B. wenn erhebliche Mengen organischer Verbindungen (gemessen als Kjeldahl-Stickstoff), die im Abwasser vorliegen, in bioverfügbare Ammoniumverbindungen umgewandelt werden. Nicht alle organischen N-Verbindungen (TKN) können wiederum von den Mikroorganismen genutzt werden und durchlaufen daher die biologische Behandlung teilweise unverändert. Der überschüssige Ammoniak

und der gelöste Total-P- oder $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ -Gehalt im Abwasser nach der Abwasserbehandlungsanlage zusammen mit dem N- und P-Gehalt des

Schlammes in % sowie dessen Absetzbarkeit sind die Hauptparameter, die in Hinblick auf die Nährstoffdosierung überwacht werden müssen. Die Regelung kann durch Online-Messungen des CSB- oder TOC-Gehalts ergänzt werden.

Eine geeignete Regelung der Nährstoffdosierung ist aus wirtschaftlichen und Umweltschutzgründen wesentlich. Die Regelung der N- und P-Zugabe in Abhängigkeit von der TOC-Fracht stellt eine geeignete Vorgehensweise zur Regelung der Nährstoffzugabe dar. Für die Dosierung kann das empirische ermittelte Verhältnis von TOC:N:P unter Berücksichtigung der kontinuierlich gemessenen N- und P-Konzentrationen im unbehandelten Abwasser verwendet werden. Online-Messungen des TOC-Gehalts sowie des N- und P-Gehalts sind insbesondere für größere Anlagen ein geeignetes Instrument zur Nährstoffregelung. In vielen Abwasserbehandlungsanlagen erfolgt die Nährstoffzugabe ohne Berücksichtigung der Schwankungen der organischen Fracht oder der hydraulischen Belastung. Diese Vorgehensweise ist für Systeme, die kaum Veränderungen aufweisen, geeignet. Wenn große Schwankungen der organischen oder hydraulischen Belastung auftreten, kann bei mangelnder Anpassung der Dosierung eine Überdosierung eintreten. Für diese Systeme stellt die Online-Regelung und Dosierung der Nährstoffe gemäß des Volumenstroms eine umsetzbare Alternative dar.

Technik IV: Online-Messungen

Online-Analysegeräte für Nährstoffe bieten dem Bediener die Möglichkeit der Echtzeitaufzeichnung von Datenkurven für die gewählten Probenahmepunkte. Auf der Grundlage dieser Daten können die Betreiber rechtzeitig reagieren, wenn Zielwerte im Abwasser oder Spitzenlasten im Zulauf überschritten werden oder wenn größere Schwankungen der Prozessstabilität der Abwasserbehandlungsanlage auftreten. Niedrige Zielwerte für Nährstoffemissionen, die Kontrolle der Reinigungsleistung und die Anforderungen in Bezug auf die Prozessstabilität sowie die Regelung der Abwasserbehandlung führen zu einer verstärkten Nutzung von Online-Messtechnik. Der höhere Zeit- und Personalaufwand für die herkömmlichen Verfahren und ihre mangelnde Flexibilität sind weitere Gründe für deren Nutzung. Online-Messungen sind jedoch teurer und erfordern noch immer häufige Kalibrierungen und Wartungen, um zuverlässig zu sein. Für kleinere Fabriken können Online-Messungen zu kostspielig sein.

Technik V. Verringerung von AFS und Vermeidung von Blähschlamm

Zur Abscheidung der festen Biomasse aus dem gereinigten Prozesswasser werden hauptsächlich Absetzbecken verwendet. Es ist daher von höchster Wichtigkeit, dass eine gute Absetzbarkeit des Belebtschlammes aufrechterhalten wird und dass die Bildung von Blähschlamm vermieden wird. Neben einer geeigneten Dimensionierung und dem Betrieb von Klärbecken (Oberflächenbeschickung des Nachklärbeckens oder hydraulische Belastung) sind die Überwachung und Kontrolle der mikrobiellen Zusammensetzung der Biomasse entscheidend. Ein massives Wachstum bestimmter Arten von Mikroorganismen, insbesondere von Fadenbakterien, zeigt oft eine Degeneration des Belebtschlammes und führt zu erhöhten AFS-Verlusten.

Blähschlamm-Bildung bei der Belebtschlammbehandlung tritt im Allgemeinen dann auf, wenn im biologischen System eine Störung vorliegt, die z. B. durch Schwankungen in der Schmutzfracht, durch Schwankungen beim gelösten Sauerstoff in den Belebtschlammbecken, durch Fehlen oder durch Überschuss von Stickstoff und Phosphor oder durch Schwankungen bei der Rücklaufschlammmenge, die dem Belebungsbecken wieder zugeführt wird, verursacht wird.

Geeignete Maßnahmen zur Vermeidung und Beherrschung der (massiven) Bildung von Blähschlamm in biologischen Abwasserbehandlungsanlagen sind:

- Überwachung des zulaufenden Abwassers. Anaerobe Bereiche sollten vermieden werden (z. B. durch kurze Verweilzeiten im Vorklärbecken oder Zwischenbelüftung) und eine ausreichende Nährstoffversorgung muss gewährleistet sein. In einigen Fällen wurde offenbar, dass niedermolekulare Carbonsäuren, wie Essigsäuren, der Hauptgrund für das vorherrschende Wachstum von Fadenbakterien waren, die für den Blähschlamm verantwortlich sind. Fadenbakterien können auch dann auftreten, wenn in den Abwässern Schwefel enthalten ist.
 - Geeignete Gestaltung der Behandlungsanlage [111, Möbius 2009]. Das Verhältnis Nahrung zu Masse muss in einem bestimmten Bereich liegen, um eine Blähschlamm-Bildung zu vermeiden und eine gute CSB-Elimination zu gewährleisten. Bei einstufigen Belebtschlammreaktoren verringern Kaskaden, Pfropfenströmungen oder Selektorbecken die Gefahr der Blähschlamm-Bildung; die Belüftung, der Konzentrationsbereich und das Sauerstoffkonzentrationsgefälle wirken sich auf die Prozesseffizienz und die Blähschlamm-Vermeidung aus. Mit der zweistufigen biologischen Behandlung wird eine bessere Vermeidung der Gefahr der Blähschlamm-Bildung in der letzten Stufe erreicht und sie bietet die Möglichkeit des Betriebs bei einer relativ niedrigen BSB-Schlammfracht. Bei der ersten Stufe handelt es sich oft um eine Hochlaststufe mit Biofilmträgermaterial (Schwebbett-Biofilmreaktor). Wenn das Abwasser für die anaerobe Behandlung geeignet ist, kann eine hochbelastete anaerobe erste biologische Stufe eingesetzt werden – heute meist ein Pellettschlamm-Bettreaktor (Expanded Granular Sludge Blanket - EGSB).
 - Tägliche Regelung der Funktionsweise der Behandlungsanlage.
 - Mikroskopische Untersuchung des Belebtschlammes.
-

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung der Stickstoff-, Phosphor- und AFS-Emissionen.

Umwelleistung und Betriebsdaten

Techniken I bis IV

In Tabelle 2.34 sind Beispiele für N_{anorg} und Tot-P-Werte zusammengefasst, die durch die optimierte Zugabe von Nährstoffen und Kontrollmessungen erzielt wurden.

Tabelle 2.34: Beispiele für Maßnahmen zur Regelung der Nährstoffkonzentration und die erzielten Emissionen von neun Zellstoff- und Papierfabriken

Papierfabrik und [Datenquelle]	Nanorg Mittelwert in mg/l			Tot-P Mittelwert in mg/l			Bemerkungen
	Täglich	Monatlich	Jährlich	Täglich	Monatlich	Jährlich	
MD Paper Plattling Myllykoski (<50 % RCP), [4] (1)	2,8	NV	2,1	1	NV	0,77	Tagesmittelwerte 80. Perzentil
Papierfabrik Lang Ettringen (RCP, GW) [1] (1)	0,3	NV	NV	0,5	NV	NV	Mittelwert aus 2-Stunden-Mischprobe
UPM Schongau (> 50 % RCP), Zeitungsdruckpapier, Magazinpapier, [1] (2)	0,1 – 10,0(3)	1,3 – 2,6	1,8	0,2 – 3,0	NV	0,8	NV
Hans Kolb, Papierfabrik Kaufbeuren, Wellenpapier, [1]	NV	1,1 – 7,5	4,8	NV	0,6 – 1,3	1,0	NV
Papierfabrik Rieger Trostberg (100 % RCP-Karton), [1] (4)	NV	3,1 – 6,2	4,4	NV	0,7 – 2,2	1,2	NV
Palm Papierfabrik, Eltmann, Zeitungsdruckpapier 100 % RCP, [1]	NV	0,6 – 1,6	1,2	NV	0,2 – 0,3	0,2	NV
Wasserbehandlungsanlage Südwasser, für Carl Macher Papierfabrik (100 % RCP)	Nges: 0,4 – 4,9	3,8	NV	0,2 – 1,0	0,6	NV	Monatsmittelwert 05/2001
Wepa Giershagen, Hygienepapier: Frischfasern und Reclingfasern, [3]	TN _b : 6,1 – 9,4	NV	NV	0,08 – 0,5	NV	NV	Halbstundenmittelwerte
Deli Tissue Stendal, Rohfasern, [2]	0,0 – 1,31(5) Mittelwert Nanorg: 3,08 TN _b : 3,7–10(6) Mittelwert TN _b : 8,4	NV	NV	0,08 – 1,9 Mittelwert Tot-P: 0,44	NV	NV	2-Stunden-Mischproben

Anmerkung: NV = nicht verfügbar, Nges. = Summe aus Ammonium, Nitrat, Nitritstickstoff
(1)) Eine Kontrollmessung pro Tag.
(2)) Online-Messung Nährstoffe und TOC.
(3)) 2009 lagen nur zwei Tagesmittelwerte über 10 mg/l: 15,6 und 10,4 mg/l.
(4)) Zusätzliche Techniken: Belebtschlamm mit vorgelagerter Denitrifikation.
(5)) Ein Wert über 10 mg/l: 19 am 26.11.2009.
(6)) Ein Wert über 10 mg/l: 29 am 26.11.2009.

Quellen:
[1] Daten von der zuständigen Behörde Bayerns (Rörig, 2009, jährliche Berichte).
[2] Daten von der zuständigen Behörde Sachsen-Anhalts (Ziem, Analysebericht 2006-2010).
[3] Daten von der zuständigen Behörde Nordrhein-Westfalens (Dreher, Analysebericht 2010),
[4] MD Plattling, Daten sind dem deutschen ausgefüllten Fragebogen 2006 entnommen.

Technik IV: (Online-Messungen)

In einigen deutschen Papierfabriken wird Online-Messtechnik zur Bestimmung von TOC (EN 1484:1997), Schnelltest-BSB, PO₄ (EN 1189:1996), Gesamt-P (EN 1189:1996), NH₄ (DIN 38 406, Teil 5) und TN_b (DIN 38 409, Teil 27) verwendet. TOC ist der am häufigsten gemessene Parameter zur Bestimmung der Fracht des Zulaufs (Prozesssteuerung) oder zur Überwachung der

Abwassergrenzwerte. Andere Fabriken nutzen Online-Messungen für die Überwachung der N- und P-Konzentrationen im Abwasser oder

zur Regelung der N- und P-Zugabe; die Zugabe von Flockungsmitteln bei der P-Entfernung ist eine weitere Anwendung. In deutschen Papierfabriken ist die Online-Messung zur Prozesssteuerung von Abwasserbehandlungsanlagen trotz der leichten Verfügbarkeit von Online-Geräten noch immer auf ungefähr 10 Fabriken begrenzt (5 % der Gesamtzahl), weil die Ergebnisse für TOC, NH₄, PO₄ und Gesamt-P größtenteils zuverlässig sind (vorausgesetzt es werden ordnungsgemäße Wartungen durchgeführt und das Personal ist gut ausgebildet) [94, F.Schmid et al. 2002], [95, M.Cordes-Tolle et al. 2000], [98, G.Weinberger et al. 2002]. Online-Messgeräte haben bei größeren Fabriken kürzere Amortisierungszeiten, da die Kosten für mögliche Fehldosierungen von Nährstoffen bei diesen – relativ gesehen – höher sind. Um die Wirtschaftlichkeit von Online-Messungen zu bewerten, müssen die Kosten (Investition, Kosten für Chemikalien, Ersatzteile und Wartungsverträge) und Vorteile für den jeweiligen Einzelfall abgewogen werden.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es wurden keine medienübergreifenden Auswirkungen berichtet.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

In allen Fabriken anwendbar.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Anforderungen durch die zuständigen Behörden. Verringerte Kosten für die Nährstoffzugabe. Qualitätsziele für N und P in Gewässern. Da der Zweck einer biologischen Abwasserbehandlung hauptsächlich darin besteht, die in die aufnehmenden Gewässer eingeleitete organische Fracht zu verringern, würde die Emission übermäßiger Mengen an N, P und abfiltrierbarer Stoffe, dem Erfolg der Behandlung entgegenwirken.

Anlagenbeispiele

Siehe Tabelle 2.34.

Referenzliteratur

[87, Jouttijärvi et al. 2006], [94, F.Schmid et al. 2002], [95, M.Cordes-Tolle et al. 2000], [98, G.Weinberger et al. 2002], [100, M.Cordes-Tolle 2000], [101, G.Weinberger 2004], [110, N.Kaindl 2009], [111, Möbius 2009], [146, Kaindl 2008],

2.9.11.2.4 Techniken zur P- und N-Reduzierung

Die Beurteilung des N- und P-Gehalts der verwendeten chemischen Zusatzstoffe und die Substitution durch Zusatzstoffe mit einem niedrigeren N- und P-Gehalt können die Schadstofffracht im Zulauf der Abwasserbehandlungsanlage und somit letztlich im abgeleiteten Abwasser verringern. Zusätzliche Techniken zur Reduzierung von Phosphor und Stickstoff sind in Abschnitt 2.9.11.3 beschrieben.

2.9.11.3 Dritte Abwasserreinigungsstufe

In der Regel erfolgt eine dritte Reinigungsstufe, um Schadstoffe zu entfernen, die in vorangehenden Behandlungsstufen (z. B. biologische Behandlung) nicht oder nicht ausreichend entfernt werden konnten, wie u. a. AFS-, CSB Stickstoff oder Phosphor. Die weitergehende Behandlung kann Techniken umfassen wie z. B. die Flockung/Fällung, Biofiltration, Membranen zur weitergehenden Filtration, Ozonierung etc.

Beschreibung

Bei der chemischen Flockung gelöster oder suspendierter Stoffe werden Flocken gebildet, die dann durch die darauf folgende Filtration oder Klärung abgeschieden werden.

Die chemische Fällung beinhaltet die Zugabe von Chemikalien zur Änderung des physikalischen Zustandes der gelösten und suspendierten Stoffe sowie zur Bildung großer Partikel/Flocken, um ihre Entfernung durch Sedimentation oder Flotation zu erleichtern. Es werden unterschiedliche Stoffe als Fällmittel eingesetzt. Die häufigsten sind Aluminiumsalze [$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ und $\text{Al}_n(\text{OH})_m\text{Cl}_{3n-m}$], Eisenchlorid (FeCl_3), Eisen(III)sulfat ($\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$), Eisen(II)sulfat (FeSO_4) oder Kalk ($\text{Ca}(\text{OH})_2$). Zur Optimierung der Flockung werden in der Mischphase Polyelektrolyte eingesetzt.

Gewöhnlich werden folgende Metallsalzflockungsmittel verwendet:

- Aluminiumsalze: $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ und $\text{Al}_n(\text{OH})_m\text{Cl}_{3n-m}$;
- Eisen(III)-salze: FeCl_3 und $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$;
- Eisen(II)-salze: FeSO_4 ;
- Kalk.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung der Phosphor- und AFS-Emissionen.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die chemische Fällung wird normalerweise als zusätzliche Maßnahme in Kombination mit der biologischen Behandlung angewendet. In einigen Ausnahmefällen kann die chemische Fällung als alleinige Behandlung anstelle einer biologischen Behandlung ausreichend sein (z. B. für das Abwasser einiger Papierfabriken (siehe Abschnitt 7.3.12)).

Informationen zu medienübergreifenden Auswirkungen, Anwendbarkeit, Angaben zur Wirtschaftlichkeit, wichtigen Gründen für die Einführung, Beispielanlagen und Referenzliteratur für diese Technik sind in den sektorspezifischen Abschnitten zur dritten Reinigungsstufe (Abschnitte 3.3.14, 4.3.17 und 7.3.12). enthalten.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es fällt zusätzlicher Schlamm an.

2.9.11.3.2 Nitrifikation und die Denitrifikation

Beschreibung

Bei der Nitrifikation und Denitrifikation für die N-Entfernung werden Teile der organisch gebundenen Stickstoffverbindungen (TKN) in Ammonium umgewandelt.

Ammonium wird als Hauptnährstoffquelle für die Mikroorganismen genutzt und im Laufe der niedrig belasteten biologischen Behandlung fast vollkommen in Nitrat umgewandelt (Voraussetzung: niedrige Schlammfracht, hohes Schlammalter). Die Nitrifikation erhöht die Nitratkonzentration und den Nitritgehalt des Abwassers. Nitrat kann wiederum durch die Denitrifikation entfernt werden. Bei diesem Verfahren nutzen Mikroorganismen unter sauerstoffarmen Bedingungen Nitrat als Sauerstoffquelle. In einigen Papierfabriken erfolgt die Denitrifikation durch intermittierende Belüftung oder die Schaffung sauerstoffarmer Bereiche. In einigen deutschen Papierfabriken wurden Maßnahmen zur Verringerung des Stickstoffs im Abwasser angewendet (siehe Tabelle 2.34).

2.9.11.3.3 Ozonierung und Biofiltration

Siehe Abschnitt 6.3.9.

Beschreibung

Ein ungünstiges Absetzverhalten der Biomasse und/oder eine übermäßige hydraulische Belastung des Nachklärbeckens einer biologischen Behandlungsanlage können zu erhöhten Konzentrationen an abfiltrierbaren Stoffen im Endabwasser führen. Eine Alternative zur Vergrößerung des Absetzbeckens ist der Einbau von Filteranlagen nach den Belüftungsbecken, die kontinuierlich oder nur bei Störungen betrieben werden können. Unterschiedliche Arten von Mikrofiltern, Gewebefiltern oder Sandfiltern werden in Zellstoff- und Papierfabriken verwendet. Durch einzeln oder in Kombination mit der Filtration angewendete Flockung/Flotation werden auch erhöhte AFS-Frachten vermieden.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerte AFS-Emissionen. Die Filteranlagen verbessern die Betriebssicherheit und vermeiden ein Überschreiten der Zielwerte aufgrund von Störungen der Anlage [92, F.Schmidt et al. 2002].

Umweltleistung und Betriebsdaten

Normalerweise werden über längere Zeiträume auch ohne zusätzliche Maßnahmen Abwasserkonzentrationen von 20 mg AFS/l nach der biologischen Behandlung erzielt. Bei weniger stabilen Prozessen können durch einen Gewebefilter, der kontinuierlich oder als Notfallmaßnahme im Bypass-Betrieb angewendet wird (Klärfilter, der bei Störungen oder Ausfällen eingesetzt wird), dauerhaft niedrige AFS-Werte gewährleistet werden.

Niedrige AFS-Emissionen verringern die Einleitung von organischen Stoffen und Nährstoffen in Gewässer und stellen eine Voraussetzung für eine erfolgreiche Behandlung dar. 1 mg zurückgehaltene AFS/l entsprechen ungefähr 1 mg CSB/l (0,8 – 1,5 mg CSB/l), die nicht in das Gewässer eingeleitet werden.

In Tabelle 2.35 ist ein Beispiel für die erzielten AFS-Werte einer Zellstoff- und Papierfabrik dargestellt.

Tabelle 2.35: Beispiele für Maßnahmen zur Verminderung der AFS und die erzielten Emissionen einer Zellstoff- und Papierfabrik

Papierfabrik und [Quelle]	Angewendete Techniken zur Entfernung von AFS	Erzielte AFS-Werte (mg/l) Tages- + Jahresmittelwerte
50 000 t/Jahr holzfreies, gestrichenes und ungestrichenes Papier	Mikrofiltration, Biofilter	Tagesmittelwert: 0,0 – 12 Jahresmittelwert: 0,02
<i>Quelle:</i> Befragung 2006 von deutschen Fabriken.		

Die Beispielfabrik, die einen Biofilter betreibt, bestätigt, dass Biofilter fast alle suspendierten Feststoffe entfernen (Jahresmittelwert: 0,02 mg/l).

Medienübergreifende Auswirkungen

Es wurden keine medienübergreifenden Auswirkungen berichtet.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Es wurden keine Angaben gemacht.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Verringerung der AFS-Emissionen.

Anlagenbeispiele

Fabriken, die einen Biofilter verwenden: Glatz Neidenfels, Drewsen Lachendorf, Papierfabrik Königstein, Norske Skog Walsum oder RCF DE 5.

2.9.12 Vermeidung von Verschmutzungsrisiken bei der Stilllegung

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Die Hauptprobleme bei der vollständigen oder teilweisen Schließung einer Zellstoff- und Papierfabrik sind der Boden- und Wasserschutz. Die allgemeinen Maßnahmen während des Betriebs, die Verschmutzungsrisiken bei der Stilllegung einer Anlage vermeiden können, sind nachfolgend beschrieben.

- Minimierung des Eintrags von Stoffen in den Boden durch Leckage, Niederschlag aus der Luft und durch ungeeignete Lagerung von Rohstoffen, Produkten und Rückständen aus der Betriebsphase einer Anlage.
- Sicherstellen, dass unterirdische Behälter und Rohrleitungen entweder vermieden werden oder aber gut dokumentiert sind.
- Entwicklung eines Leckagemanagementprogramms und erweiterte Umschließung von Quellen gefährlicher Stoffe, um Boden- und Grundwasserkontaminationen zu vermeiden.
- Erstellung von Anweisungen zur Entleerung von Prozessausrüstungen, Behältern und Rohrleitungen.
- Sicherstellen, dass die Anlage nach dem Herunterfahren sauber hinterlassen wird, z. B. durch Reinigung, und Renaturierung des Betriebsgeländes für die zukünftige Nutzung der Fläche. Die natürlichen Bodenfunktionen sollen möglichst erhalten werden.
- Einsatz eines Überwachungsprogramms insbesondere zur Überwachung des Grundwassers, um mögliche künftige Auswirkungen auf das Betriebsgelände oder auf benachbarte Gebiete erkennen zu können.
- Entwicklung eines Stilllegungsplans, in dem die Tätigkeiten zur Stilllegung transparent und unter Berücksichtigung der maßgeblichen spezifischen lokalen Bedingungen beschrieben werden. Dieser Stilllegungsplan kann das Ergreifen von Maßnahmen sowie die Kommunikation erleichtern, da die Verfügbarkeit von Informationen im Allgemeinen abnimmt, weil das für Umweltfragen zuständige Personal das stillgelegte Unternehmen unter Umständen verlassen hat.

Die Betreiber der Zellstoff- oder Papierfabrik sollten gewährleisten, dass die während der Stilllegung der Anlage erforderlichen Maßnahmen von technisch ausgebildetem Personal unterstützt werden. Ein gutes Verhältnis zu der zuständigen Behörde auf der Grundlage regelmäßiger Besprechungen und offener Gespräche während des Betriebszeitraums sind eine Voraussetzung für die reibungslose Stilllegung.

Eine Maßnahme, die zum frühestmöglichen Zeitpunkt die Festlegung eines Ausgangszustands ermöglicht, auf dessen Grundlage weitere Verschmutzungen des Geländes beurteilt werden können, ist die Anfertigung eines Berichts zum Zustand des Geländes. Dieser Bericht über den Ausgangszustand kann dann, wenn die Anlage verkauft, geschlossen oder saniert wird, mit späteren Berichten verglichen werden. Der Bericht über den Ausgangszustand kann auch verwendet werden, um die Prioritäten für die in Hinsicht auf die Anlage zu ergreifenden Maßnahmen festzulegen.

Die zu ergreifenden Maßnahmen sind standortspezifisch und hängen von der hergestellten Faserstoff- oder Papiersorte ab. Bei neuen Anlagen sollte die Stilllegung schon bei der Konzeption berücksichtigt werden, um die Risiken und übermäßige Kosten während der späteren Stilllegung zu minimieren. Die Konzeption der geplanten Anlagen kann Folgendes umfassen:

- Sicherstellen, dass die Vorkehrungen zur Entleerung und Reinigung von Behältern und Rohrleitungen vor der Demontage in der Konzeption berücksichtigt sind;
 - Konzipierung von Belüftungsteichen und Deponien unter Berücksichtigung ihrer späteren Reinigung oder Stilllegung; eine Risikobewertung kann ebenfalls ein nützliches Instrument zur Bewertung der spezifischen Anforderungen darstellen;
 - Bevorzugen von recycelbaren Materialien.
-

Der Ausgangszustand eines Geländes sollte vor dem Bau einer neuen Anlage bewertet werden.

Bei bestehenden Anlagen sollte ein Plan zur allgemeinen Stilllegung oder Außerbetriebnahme eines Betriebsgeländes entwickelt und aufrechterhalten werden. Bei diesem Plan ist der Verwendungszweck des betreffenden Geländes ebenfalls zu berücksichtigen. Der individuelle Plan sowie die Ziele für die Stilllegung basieren auf einer Risikoanalyse. Der Außerbetriebnahmeplan sollte vor dem tatsächlichen Stilllegungsplan fertiggestellt sein, um nachzuweisen, dass die Anlage ohne Verschmutzungsgefahr stillgelegt und der Betriebsstandort in einen zufriedenstellenden Zustand zurückgeführt werden kann. Im Rahmen dieses Programms sollten die potentiellen Umweltprobleme betrachtet und Maßnahmen zur Verbesserung des Zustands vorgeschlagen werden. Das Programm sollte aktualisiert werden, wenn größere Veränderungen auftreten.

Das Programm zur Einstellung der Tätigkeit kann auch folgende Maßnahmen umfassen:

- Wenn unterirdische Behälter und Rohrleitungen in den Anlagen verlegt sind, sollten sie mit einem geeigneten System zur Reinigung und Entleerung versehen sein;
- Notwendige Maßnahmen, um Belüftungsteiche wieder in einen zufriedenstellenden Zustand zu überführen;
- Absehbare Maßnahmen, um Deponien auf dem Betriebsgelände wieder in einen Zustand zu überführen, der die Außerbetriebnahme gemäß den Umweltschutzbestimmungen ermöglicht;
- Maßnahmen, die sicherstellen, dass die Isolierung ohne Entstehung von Staub oder Gefahren demontiert werden kann;
- Maßnahmen zur Entfernung oder zur Ausspülung von Rohrleitungen und Behältern, soweit erforderlich, und zur vollständigen Entleerung potentiell schädlicher Inhalte;
- Das Schließungsprogramm sollte eine Reihe von Plänen und Methoden zur Analyse möglicher Problembereiche aufstellen, z. B.:
 - Spezifikationen für alle unterirdischen Rohrleitungen und Behälter;
 - Die Verfahren und Ressourcen, die erforderlich sind, um Belüftungsteiche auf der Grundlage einer Risikobewertung wieder in einen zufriedenstellenden Zustand zu überführen;
 - Verfahren zum Umbau und zur Modifizierung der Abwasserbehandlungsanlage für eine verringerte Abwasserfracht;
 - Verfahren, mit dem sichergestellt wird, dass Deponien auf dem Betriebsgelände nach dem Einstellen der Tätigkeit keine Gefahr darstellen;
 - Verfahren zur Demontage von Gebäuden und anderen Bauwerken, zur Vermeidung von Staubbildung und zum Boden-, Oberflächenwasser- und Grundwasserschutz auf Baustellen und Abrissgeländen;
 - Testen des Bodens, um den durch die Betriebstätigkeiten verursachten Verschmutzungsgrad festzustellen sowie um zu ermitteln, ob eine Sanierung notwendig ist, um das Gelände wieder in einen zufriedenstellenden Zustand zu überführen, wie er im Bericht über den Ausgangszustand definiert ist.

Wenn die Böden auf einem Gelände stark verunreinigt sind, können die Maßnahmen die vorübergehende Bodenbedeckung, die Erfassung und Behandlung von Sickerwasser, die Entfernung verunreinigten Bodens und die Bereitstellung geologischer Barrieren umfassen.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Es gibt kaum öffentlich dokumentierte Informationen zur Schließung von Zellstoff- und Papierfabriken. Es wurden einige Erfahrungen gesammelt, die als allgemeine Prüfliste für Probleme verwendet werden können, die Betreiber und Behörden im Fall der Schließung von Zellstoff- oder Papierfabriken unter Umständen bewältigen müssen.

Eine praktische Erfahrung ist in einer Untersuchung von Maßnahmen im Zusammenhang mit der Schließung von Zellstoff- und Papierfabriken, die 2009 vom Southeast Finland Regional Environment Centre durchgeführt wurde („Inquiry of measures related to closing down pulp and paper mills“), beschrieben. Die Untersuchung betraf Maßnahmen, die im Zusammenhang mit der Schließung von sieben Zellstoff- oder Papierfabriken in Finnland standen und wurde sowohl an die Umweltschutzbehörden als auch die Finnish Forst Industries Federation geschickt. Im Rahmen des Projekts wurden Daten durch die bei der Untersuchung erhaltenen Antworten und durch Dokumente, die in Zusammenhang mit der Stilllegung der Anlagen standen, gewonnen. Die Antworten von sieben Unternehmen, vier Umweltzentren und der Finnish Forst Industries Federation beinhalteten die nachfolgend aufgeführten Punkte.

- Es gibt während der Stilllegung einer Abwasserbehandlungsanlage oder danach keine außergewöhnlichen Abwasseremissionen. Bei der externen Behandlung des Papierfabrikabwassers oder der gemeinsamen Behandlung mit kommunalem Abwasser kann die Einstellung der Betriebstätigkeit Probleme verursachen, wenn sich die
-

zulaufenden Belastungen drastisch verändern. Die Abwasserbehandlungsanlage müsste dann in gewissem Umfang modifiziert werden.

- Die Behandlung von Schlamm aus Fabriken, die noch in Betrieb sind, kann zu Schwierigkeiten führen, wenn der Schlamm bisher in einem Hilfskessel der geschlossenen Fabrik verbrannt wurde. Der angesammelte Schlamm kann Belästigungen verursachen und die Abfallbewirtschaftung muss auf zufriedenstellende Art und Weise organisiert werden.
- Abfall von Abbrucharbeiten kann eine beträchtliche Abfallfraktion darstellen, die recycelt, einer Deponie zugeführt und/oder teilweise kommunalen Abfallbehandlungsanlagen zugeführt werden kann. Probleme können ebenfalls entstehen, wenn es keinen Platz auf der Deponie gibt und die Umweltgenehmigung die Verwendung geschlossener Deponien nicht erlaubt.
- Nach der Schließung einer unternehmenseigenen Deponie sind eine Reihe von Maßnahmen notwendig, wie Untersuchungen des Bodens, von Leckagen, von Gasbildung, Sanierungsmaßnahmen, Behandlung von abfließendem Wasser und Gasen, Qualitätssicherung und Überwachung.

Diese Maßnahmen sind Teil der Anforderungen der Deponiegenehmigung. Die mögliche Gefahr verunreinigten Bodens kann durch die Entnahme von Proben auf Grundlage einer Risikobewertung sowie Informationen zur Vergangenheit des Geländes und des Unternehmens untersucht werden. Der Plan und die Beantragung einer Umweltgenehmigung in Bezug auf die Behandlung verunreinigten Bodens erfolgen auf Grundlage der Probenahmeergebnisse. Die Untersuchung sollte im Stilllegungsplan, der normalerweise nach der Entscheidung zur Einstellung des Betriebs erstellt wird, enthalten sein. Fabriken, die noch in Betrieb sind, verfügen nicht über derartige Pläne. In einigen Fällen war es schwierig zu ermitteln, wo sich die verunreinigten Böden tatsächlich befinden. Aufgrund fehlender Informationen zur Vergangenheit des Geländes kann Ungewissheit darüber herrschen, wo sich sanierte und verunreinigte Bodenbereiche befinden und wer für die Sanierung der Fläche verantwortlich ist.

- Die Verwendung und Behandlung der verbleibenden Rohstoffe und halbfertigen Produkte wurden gemäß dem Plan zur Einstellung des Betriebs, der nach der Stilllegungserklärung erstellt wurde, organisiert. Verwendbare Chemikalien, Faserstoffchargen, Holz etc. können zu anderen Fabriken der Unternehmen transportiert werden. Material, das nicht zur Verwendung geeignet ist, wird als Abfall oder gefährlicher Abfall behandelt.
- Abbrucharbeiten haben vermehrte Transportvorgänge und Lärmbelästigung zur Folge. Die Organisation des Arbeitsbereichs für den Abbruch der Anlage erfordert eine Überwachung und gesonderte Vereinbarungen. Das Fehlen einer gültigen Genehmigung für die Beseitigung von Abfall aus dem Abbruch kann ebenfalls ein Problem darstellen. Asbestabfall macht besondere Maßnahmen erforderlich.
- In einem Fall wurden beträchtliche Geruchsbelästigungen berichtet, die durch einen Belüftungsteich verursacht wurden, in den während der Stilllegung Abwasser eingeleitet wurde und der dann ohne Pflege zurückgelassen wurde. Jetzt wird der Teich belüftet, um die Belästigungen zu vermeiden. Ein Jahr nach der Stilllegung war der Geruch nicht mehr wahrnehmbar. Negative Auswirkungen können dadurch vermieden werden, dass diese Art von Teichen wieder in einen zufriedenstellenden Zustand überführt werden.
- Nach der Einstellung des Betriebs sollten die Kontrolle und Überwachung von Gewässern mehrere Jahre fortgesetzt werden, um die Wirkung der Verringerung der eingeleiteten Schmutzfracht auf die Gewässer zu untersuchen. Außerdem sollte die Überwachung des Ablaufwassers von Deponien viele Jahre fortgeführt werden. Zur Durchführung der Stilllegungsmaßnahmen, d. h. der vor Ort nach der Abschaltung der Fabrik ausgeführten Maßnahmen (z. B. die Demontage der Gebäude und die Sanierung verunreinigten Bodens) ist die Überwachung durch die zuständigen Behörden erforderlich. Die Überwachungshäufigkeit muss den Risiken und Emissionen entsprechen und es sollten Analyseabstände festgelegt werden, so dass die Ergebnisse für die Veränderungsüberwachung eingesetzt werden können.

All diese Beispiele stammen von Fabriken, in denen der Stilllegungsprozess noch nicht abgeschlossen ist und die endgültigen Entscheidungen durch die zuständigen Behörden können von den in den Befragungen/der Untersuchung gegebenen Stellungnahmen abweichen. Die Ergebnisse kontinuierlicher Bodenanalysen sowie die Ergebnisse der Analyse von Gewässern, in die vormals Abwasser eingeleitet wurde etc. beeinflussen die wahrgenommene Notwendigkeit einer weitergehenden Behandlung.

Die wesentlichen Erkenntnisse, die im Rahmen persönlicher Interviews mit den Vertretern schwedischer stillgelegter Fabriken gewonnen wurden, [202, Svanberg 2010] sind nachfolgend zusammengefasst.

- Ein gutes Verhältnis zu der zuständigen Behörde auf der Grundlage regelmäßiger Besprechungen und offener Gespräche während des Betriebszeitraums sind eine Voraussetzung für die reibungslose Stilllegung.
 - Die Behörden wurden ab dem Zeitpunkt, an dem die Entscheidung der Öffentlichkeit und den Mitarbeitern bekannt gemacht wurde, informiert und am Prozess beteiligt.
 - Jede Betriebsschließung ist einzigartig, aber ein gemeinsames Merkmal ist, dass das
-

Grundverfahren einer normalen Wartungsabschaltung entspricht, die sich nur dadurch vom üblichen Verfahren unterscheidet, dass alle Behälter geleert werden müssen, d. h. es werden keine Flüssigkeiten für das Anfahren benötigt.

- Bei guter Planung sind sehr geringe Mengen Chemikalien und Zwischenprodukte übrig und diese können an andere Fabriken, die noch in Betrieb sind, verkauft/geliefert werden.
- Gewöhnlich werden einige Teile der Fabrik (Holzplatz, Rindenkessel) von einem neuen Betreiber übernommen, wodurch irgendeine Art der Dokumentation für die Verantwortlichkeit für in der Vergangenheit verursachte Schäden z. B. Bodenverschmutzung, erforderlich wird. Normalerweise umfasst diese Dokumentation auch Rechtshilfe.

-
- Wenn Abrissarbeiten stattfinden werden, d. h. keine weiteren Tätigkeiten irgendeiner Art in bestehenden Gebäuden erfolgen, ist es sehr wichtig, einen erfahrenen Bauunternehmer zu wählen, um die Gefahren zu minimieren und einen offenen Dialog mit den Behörden zu führen. Oft übernehmen die Bauunternehmer die Aufgabe, das Abrissmaterial zu sortieren und alle geeigneten Materialien dem Recycling zuzuführen etc.
 - Da alle betroffenen Betriebsgelände seit mehr als 100 Jahren für Industrietätigkeiten genutzt werden, war das zeitaufwendigste Problem die mögliche Verunreinigung des Bodens in der Vergangenheit. In Schweden gibt es ein laufendes nationales Programm zur Entwicklung eines Verzeichnisses aller verunreinigten Bodenflächen. Alle drei Fabriken hatten daher bereits vor der Schließungsentscheidung Stufe 1 dieses Verzeichnisses abgeschlossen, die die Verfolgung der Tätigkeiten in der Vergangenheit jedoch noch keine Bohrungen und Probenahmen umfasst. Nach der Schließungsentscheidung wurden die Ergebnisse aus Stufe 1 als Hintergrundmaterial genutzt, um zusammen mit den zuständigen Behörden eine Entscheidung in Bezug auf die Lage und die Anzahl der Bohrlöcher zu treffen. Die Proben wurden/werden abhängig von den Aktivitäten in der Vergangenheit auf verschiedene Bestandteile analysiert.
 - Bis jetzt gab es keine größeren Überraschungen und es wurden keine Forderungen zur Behandlung verunreinigten Bodens gestellt. Da die Betriebsgelände im Laufe der Zeit verschiedene Besitzer hatten, muss die Verantwortlichkeit oft im Rahmen rechtlicher Untersuchungen ermittelt werden.
 - In Bezug auf Anforderungen an die zukünftige Überwachung aufnehmender Gewässer wurden unterschiedliche Erfahrungen gemacht, aber in keinem Fall wurden bereits endgültige Entscheidungen getroffen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die Technik hat ausschließlich positive Auswirkungen, da sie die Verschmutzung aller Medien verhindert oder vermindert. Eine mögliche Verschmutzung durch verunreinigten Boden oder Schlamm muss bewertet, vermieden oder verringert werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Bei neuen Anlagen sollte die Stilllegung schon bei der Konzeption berücksichtigt werden, um eine Verschmutzung zu vermeiden. Die Umweltbehörde Großbritanniens fordert beispielsweise von den Betreibern die Einreichung eines Stilllegungsplans ergänzend zu den Genehmigungen.

Bei bestehenden Anlagen sollte der Betreiber einen allgemeinen Plan in Bezug auf die Einstellung der Betriebstätigkeit als Teil eines Programms zur Verbesserung der Umweltqualität vorlegen.

Wenn die Entscheidung zur Schließung der Fabrik getroffen wurde, sollte in Zusammenarbeit mit den zuständigen Behörden ein Stilllegungsplan vereinbart werden. Der Hauptgrund, warum für eine bestehende Fabrik nicht im Voraus ein Schließungsplan erstellt wird, liegt darin, dass der Plan alle relevanten Informationen berücksichtigen sollte (Analysemethoden, Sanierungstechniken etc.), die zum Zeitpunkt der Entscheidung zur Verfügung stehen und nicht nur auf älteren Fakten beruhen sollte.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Kosten der beschriebenen Maßnahmen wurden nicht angegeben, aber sie können recht erheblich sein. Die Kosten hängen auch davon ab, ob die erwähnten Maßnahmen erforderlich sind, die von den zuständigen Behörden bewertet werden. Die Kosten für die im Text beschriebenen vorbeugenden Maßnahmen wurden ebenfalls nicht angegeben, können aber möglicherweise übermäßige Kosten während der späteren Stilllegung minimieren.

Anlagenbeispiele

Mehrere Anlagen in Finnland und Schweden. Selbst wenn in Europa früher bereits Anlagen stillgelegt wurden, gibt es nur wenige Beispiele aus der jüngeren Vergangenheit (mit Genehmigungen gemäß der modernen Gesetzgebung), bei denen alle Maßnahmen ausgeführt und eine abschließende Vereinbarung

mit der zuständigen Behörde getroffen wurde. Die unter „Umweltleistung und Betriebsdaten“ wiedergegebenen Erfahrungen gelten für noch nicht abgeschlossene Projekte.

Referenzliteratur

[202, Svanberg 2010], [275, Inquiry Ojanen 2009].

Beschreibung

Die wirksame Verringerung von Lärmemissionen erfolgt entweder durch die direkte Anwendung von Maßnahmen/Techniken an der Lärmquelle oder durch sekundäre Lärmschutzmaßnahmen, die die Schallausbreitung verringern, z. B. Barrieren wie Gebäude, Wände, Böschungen oder Bäume und Büsche zwischen der geräuschbehafteten Aktivität und dem geschützten Bereich. Die wirksamste Kombination aus Maßnahmen/Techniken muss individuell für jede Anlage oder Produktionsstätte ermittelt werden.

Lärmquellen sind über die gesamte Produktionskette verteilt – von der Entladung der Rohstoffe (Holz/Faserstoff) bis zum Transport der Endprodukte. Zu den größten dauerhaften Lärmquellen zählen:

- Geräte für die mechanische Bearbeitung, wie Holztrommeln, Refiner, Schleifer etc.
- Zuschneiden von Holz vor der Entrindung für Holzstofffabriken
- Transport von Medien in Rohrleitungen und anderen Systemen wie Förderern, die nicht über optimale Abmessungen verfügen
- Vorübergehendes Dampfabblasen bei Prozessstörungen
- Hydraulische Anlagen
- Gebläse z. B. zur Wärmerückgewinnung bei Papiermaschinen
- Motoren, Kompressoren
- Kompressoren der Kältemaschinen
- LKWs zum Beladen und Entladen
- Jeglicher Transport auf dem Fabrikgelände sowie in dessen Umkreis, einschließlich Schienenverkehr
- Reinigung von Prozessausrüstung, wie Kalksilos mit einem Saugrohr in einen Tankwagen.

In Zellstoff- und Papierfabriken können verschiedene Maßnahmen/Techniken zur Lärminderung angewendet werden, um die Schallpegel zum Nachbarnschutz zu verringern, unter anderem:

- Wahl eines geeigneten Standorts für lärmintensive Vorgänge (bei neuen Anlagen)
- Umbauung lärmintensiver Anlagen, d. h. beispielsweise für die oben aufgeführten Maschinen, jedoch nicht auf diese beschränkt
- Schwingungsisolierung von Geräten wie Gebläsen
- Schallisolierung von Gebäuden, um besonders lärmintensive Vorgänge wie die Holzaufbereitung, hydraulische Vorrichtungen und Kompressoren abzuschirmen
- Auslassschalldämpfer für Abluftschornsteine, eine Technik, die auch bei Kühltürmen angewendet werden kann
- Verwendung einer inneren und äußeren Verkleidung aus widerstandsfähigem Material für Schüttrinnen
- Schallisolierung von Maschinengebäuden
- Schallisolierung von Leitungen
- Entkoppelte Anordnung von Schallquellen und potentiell mitschwingenden Teilen, z. B. von Kompressoren und Leitungen
- Größere Holzaufbereitungsmaschinen zur Verringerung der Hub- und Transportzeiten; der Lärm durch herabfallendes Holzmaterial wird ebenfalls verringert
- Verbesserte Wartung der Geräte, um Störungen zu vermeiden z. B. bei Gebläsen und Lagern
- Verbesserte Arbeitsweisen, z. B. niedrigere Fallhöhen der Holzprügel; unmittelbares Feedback zum Schallpegel für die Arbeiter.

Wenn die vorgenannten Lärmschutzmaßnahmen/-techniken nicht angewendet werden können und wenn die Verlagerung lärmintensiver Anlage in Gebäude nicht möglich ist, z. B. aufgrund

der Größe der betreffenden Anlagenteile, können sekundäre Lärmschutzmaßnahmen/-techniken als geeignet betrachtet werden.

Vor der Einführung von Lärminderungsmaßnahmen ist es sinnvoll, eine Gesamtbewertung der Lärmquellen am entsprechenden Standort, der rechtlichen Anforderungen, der Beschwerden durch im Umfeld der Fabrik lebende Menschen, der verfügbaren Maßnahmen und der damit einhergehenden Kosten vorzunehmen.

Das wirksamste Lärminderungskonzept umfasst nicht unbedingt Lärminderungsmaßnahmen/-techniken an der lautesten Anlage, da die Lärmpegel wesentlich abnehmen je größer der Abstand zu Lärmquelle ist. Entsprechend kann eine Kombination aus Maßnahmen/Techniken an Lärmquellen, die sich nahe an den betroffenen Bereichen befinden, wirksamer sein. In einigen Fällen können organisatorische Maßnahmen/Techniken, wie die Verringerung nächtlicher Aktivitäten, ausreichend sein, um die Störungen für die Nachbarschaft zu verringern und die rechtlichen Anforderungen zu erfüllen.

Ein Programm zur Verminderung des Gesamtlärms einer Zellstoff- und Papierfabrik kann folgende Schritte umfassen:

- Auflistung aller wesentlichen Lärmquellen und Ermittlung ihrer Schalldruckpegel nach Oktavband und einschließlich Impulsanalyse;
- Ermittlung der betroffenen Bereiche, z. B. Wohngebiete;
- Computergestützte Berechnung der Lärmausbreitung (Modellierung des Betriebsgeländes und seiner Umgebung); sowie die Überprüfung des tatsächlichen Schallpegels im Wohngebiet durch Direktmessungen;
- Erstellung einer Rangfolge der Lärmquellen nach ihrer Bedeutung für die einzelnen betroffenen Bereiche (getrennt für Tag und Nacht);
- Bewertung von Lärminderungsmaßnahmen/-techniken in Bezug auf ihre Bedeutung für den Lärmpegel in den betroffenen Bereichen und geschätzte Kosten;
- Ermittlung der kostengünstigsten Kombination aus Maßnahmen/Techniken, die die Erfüllung der gesetzlichen Anforderungen sowie die Akzeptanz in der Nachbarschaft gewährleistet;
- Berücksichtigung der Lärminderung bei den Wartungsvorgängen.

Dieses Lärminderungsprogramm (sieben Schritte) sollte in Zellstoff- und Papierfabriken verwendet werden, die sich im Umfeld von Wohngebieten befinden.

Erreichter Umweltnutzen

Die Wirkung verringerter Lärmemissionen ist hauptsächlich mit dem Wohlbefinden der in der Umgebung lebenden Menschen verbunden.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Genehmigungen erfordern, dass die Lärmpegel bestimmte Lärmimmissionspegel, die normalerweise auf Einzelfallbasis festgelegt werden, nicht überschreiten. Es können separate Lärmimmissionspegel für Wohngebiete und Gewerbegebiete während des Tages (07:00 – 22:00) und nachts (22:00 – 07:00) festgelegt werden. Der Betreiber einer Anlage muss normalerweise Informationen zur Lärmverbreitung und den ergriffenen Lärminderungsmaßnahmen geben.

Neben dem Absolutwert an einem bestimmten Standort (in db(A)) muss die Entfernung zum nächsten Wohngebiet berücksichtigt werden. Da der Betrieb der meisten Fabriken den ganzen Tag und die ganze Nacht ununterbrochen läuft (mit gewissen Unterschieden in Bezug auf die Tätigkeiten in der Holzputzerei und den Warentransport), bestimmen die Zielgeräuschpegel während der Nacht die Maßnahmen für den Gesamtbetrieb. Bei Impulslärm ist es eine gebräuchliche Praxis, 5 dBA zu den Messergebnissen hinzuzufügen, wenn sie mit den Grenzwerten verglichen werden.

In Bezug auf bestehende Beispiele für die Lärminderung, angewendete Maßnahmen, erzielte Verbesserungen und Kostendaten wird auf die Abschnitte der prozessspezifischen Kapitel 3 bis 7 zu den „Techniken zur Lärminderung“ verwiesen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es werden keine wesentlichen Probleme gemeldet.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Maßnahmen/Techniken zur Lärmverringierung können grundsätzlich für neue sowie bestehende Fabriken angewendet werden. Bestehende Anlagen werden oft modernisiert, damit sie die nationalen gesetzlichen Anforderungen erfüllen und die älteren Konzipierungen können Schwierigkeiten wie mangelnder Platz für den Einbau von Verkleidungen, Zugang für Wartungsarbeiten etc darstellen.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Zusätzliche Investitionen sind notwendig und gewöhnlich entstehen durch die Einführung von Lärmschutzmaßnahmen/-techniken Wartungskosten. Dies gilt besonders für bestehende Anlagen. Die genaue Höhe der Kosten hängt von den Bedingungen vor Ort ab, aber bei den zwei untersuchten Fabriken in Schweden machte eine Senkung des zulässigen Werts von 50 auf 40 dB(A) bzw. 45 auf 40 dB(A) eine Investition in der Höhe von 10 000 bis 500 000 Euro erforderlich [201, Ingemansson Technology AB 2005]. Die höhere Zahl entspricht einer vollkommen neuen Holzputzerei. Spezifische Kostendaten zur Lärmverringerung sollten vorsichtig ausgelegt werden, da zu berücksichtigen ist, dass die Kosten von der Art der zu dämpfenden Lärmquellen, deren Anzahl und davon, in welcher Entfernung von der Fabrik diese Ergebnisse zu erzielen sind, abhängen. Der Grund für Lärmbelästigungen kann von einer großen Lärmquelle bis zu ungefähr 100 verschiedenen Schallemissionsstellen reichen.

In letzterem Fall kann die Dämpfung des Schallpegels einer Vielzahl von Schallquellen um 1 dB(A) 1 Million Euro kosten (eine UPM-Fabrik).

Bei der Fabrik Stora Enso Heinola wurde mit einer Investition von 200 000 Euro der Schallpegel in dreihundert Meter Entfernung von der Fabrik um 1 dB(A) (55 dB(A) auf 54 dB(A)) gesenkt. Zusätzliche Lärminderungsmaßnahmen wurden von den zuständigen Behörden aufgrund der unangemessen hohen Kosten und weil es in der Nähe des Wohngebiets noch andere Lärmquellen gibt, nicht gefordert.

Wichtiger Grund für die Einführung

Gesetzliche Anforderungen der zuständigen Behörden und in einigen Fällen nationale Bestimmungen. In Tabelle 2.36 sind einige Beispiele für Zielschallpegel aufgeführt.

Tabelle 2.36: Zielschallpegel in einigen europäischen Ländern

Land	Zielschallpegel oder Grenzwerte
Finnland	In den aktuellen Genehmigungen lauten die Grenzwerte oder Richtwerte auf 55 dB(A) tagsüber (07:00 – 22:00) und 50 dB(A) nachts (22:00 – 07:00). In Erholungsgebieten können Grenzwerte oder Richtwerte von 45 dB(A) tagsüber (07:00 – 22:00) und 40 dB(A) nachts (22:00 – 07:00) gelten.
Schweden	Für alle Fabriken gelten nachts Grenzwerte von 45 – 50 dB(A).
Deutschland	Hängt von der Klassifizierung des Gebiets ab (Nutzungsart). Die meisten Fabriken gehören zum Typ C, d. h. einem Mischgebiet aus Gewerbe- und Wohngebiet, und somit gilt für sie ein Grenzwert von <60 dB(A) tagsüber und 45 dB(A) nachts, ermittelt am nächstgelegenen Wohnhaus. Neue Anlagen müssen Werte <40 dB(A) erfüllen.
Österreich	Ähnlich wie Deutschland.
Holland/ Belgien	Bei bestehenden Industrieanlagen mit >500 Metern Entfernung zum nächsten Wohngebiet beträgt der Grenzwert 45 dB(A). Ist die Entfernung größer oder befindet sich die Fabrik in einem „Industriegebiet“ liegt der zulässige Grenzwert bei 55 dB(A). Bei neuen Anlagen liegt der entsprechende Wert bei 40 dB(A). Der Messpunkt liegt in einer Höhe von 3 Metern über dem Boden.
England	Bei der Festlegung von Grenzwerten wird der Hintergrundgeräuschpegel betrachtet, das heißt, dass die Spannweite der angewendeten Zielwerte groß ist. Einige Beispiele sind 60 dB(A) an der Einzäunung des Betriebsgeländes (wobei sich das nächstgelegene Haus auf der anderen Straßenseite befindet) oder 38 – 41 dB(A) (mit Messpunkten in einer Entfernung von 800 – 1 600 Metern).
Südeuropa	Es gibt keine einzelnen Grenzwerte, sondern Verweise auf „Allgemeine Lärmbestimmungen“, in denen nachts Werte von 55 dB(A) und tagsüber Werte von 65 dB(A) für Industrieanlagen in Mischzonen, d. h. kombinierten Büro- und Wohngebieten, festgelegt sind.

Anlagenbeispiele

Viele Zellstoff- und Papierfabriken in Europa haben eine Reihe der in diesem Abschnitt aufgeführten Lärminderungsmaßnahmen eingeführt.

Referenzliteratur

[201, Ingemansson Technology AB 2005]

Beschreibung

Die Zellstoff- und Papierherstellung wird von der Öffentlichkeit oft mit schlechten Gerüchen verbunden. Der durch die Freisetzung von Geruchsgasen, wie Mercaptane und anderen reduzierten Schwefelverbindungen, die von Sulfatzellstofffabriken freigesetzt werden, verursachte Geruch stellt aufgrund des abstoßenden Geruchs und der niedrigen Geruchsschwelle des Menschen für diese Stoffe eine besondere Belästigung dar. Die Erfassung und Behandlung dieser Geruchsgase wird in den Abschnitten 3.3.15 bis 3.3.16.3 behandelt.

Obwohl es sich bei der Mehrzahl der Geruchsverbindungen um reduzierte Schwefelverbindungen handelt (z. B. H₂S), gibt es auch Geruchsverbindungen, die von der Zersetzung und dem Abbau organischer und biologischer Stoffe herrühren. Es kommt zum Abbau, wenn günstige Bedingungen für zersetzende Bakterien und Fäulnisbakterien herrschen.

Beim Sulfatzellstoffprozess (siehe Abschnitt 3.2.2.6.4) erfolgt die Geruchsfreisetzung hauptsächlich durch die Freisetzung von gesamten reduzierten Schwefelverbindungen (TRS) aus Quellen wie dem Ablaugekessel, dem Kalkofen und einer großen Zahl diffuser Geruchsgasquellen (kontinuierlich und zeitweise). Beim Sulfitzellstoff- und Neutralsulfitzellstoffprozess treten in geringerem Ausmaß Geruchsemissionen auf. Geruch und Belästigungen können aufgrund der Emissionen von Furfuralmercaptanen, Schwefelwasserstoff oder Schwefeldioxid entstehen. Dies wird in den Abschnitten 4.2.2.5 und 4.3.22 genauer beschrieben.

Die wesentlichen und am häufigsten in Zusammenhang mit Zellstoff- und Papierverfahren auftretenden Geruchsemissionen sind neben dem chemischen Aufschluss Gerüche von den nachfolgend aufgeführten Quellen.

- Holzextraktstoffe (Terpene etc.), die bei der Holzaufbereitung und dem mechanischen Aufschluss emittiert werden.
- Flüchtige Fettsäuren hauptsächlich aus geschlossenen Wasserkreisläufen in Papierfabriken, die Altpapier als Faserrohstoff verwenden. Die Stärke in Abfallpapier und Abfallkarton kann leicht zu geruchsintensiven Verbindungen abgebaut werden.
- Organische Zersetzungsprodukte aus verschiedenen Quellen bei der Abwasserbehandlung und Abfallschlammaufbereitung.

I. Gerüche aus der Holzaufbereitung und dem mechanischen Aufschluss.

In Anlagen, in denen Holzprügel, Holz und Hackschnitzel mechanisch verarbeitet werden, werden flüchtige Extraktstoffe in die Luft abgegeben. Diese flüchtigen organischen Verbindungen (VOC) sind geruchsbehaftet. Geruchsbehaftete flüchtige Holzextraktstoffe werden in Entrindungs- und Häckselanlagen und durch die Hackschnitzellagerung emittiert. Beim mechanischen Aufschluss durch Mahlen von Hackschnitzeln und Schleifen von Holzprügeln werden geruchsbehaftete flüchtige organische Verbindungen emittiert. Verfahren zur Verminderung von VOC-Emissionen durch den mechanischen Aufschluss und somit auch der Geruchsemissionen umfassen verschiedene Zerstörungsverfahren, wie die thermische Oxidation.

In Europa gibt es jedoch keine bekannte Zellstoff- oder Papierfabrik, die ihre in Verbindung mit den VOC-Emissionen entstehenden Gerüche vermindert. Außerhalb von Europa, zum Beispiel bei der UPM-Kymmene Blandin Paper Mill und der New Page Duluth Paper Mill, mindert eine regenerative thermische Oxidationsanlage (RTO) die VOC aus dem Hauptschornstein der Mahlanlage (PGW-Fabrik) und dem Abzugsrohr der Mahlkammer [188, Pöyry 2010].

II. Gerüche in Zusammenhang mit einem hohen Grad der Wasserkreislaufschließung
In Papierfabriken mit geschlossenen Wassersystemen reichern sich gelöste Stoffe in den Kreislaufwassersystemen an. Die Konzentration erhöht sich abhängig von der Systemschließung, bis sie ein stabiles Niveau erreicht. In einigen Recyclingfaser-Fabriken mit einem hohen Grad der Kreislaufschließung, erreichen die gelösten organischen Stoffe CSB-Konzentrationen von 40 000 mg/l. Die Verfügbarkeit dieser biologisch abbaubaren organischen Stoffe unter warmen und anaeroben Bedingungen begünstigt den Abbau (Hydrolyse) organischer Stoffe durch säurebildende Bakterien zu flüchtigen organischen Säuren. Kohlenhydrate werden in flüchtige Fettsäuren, wie Buttersäure, Milchsäure, Essigsäure und Propansäure, umgewandelt, die alle geruchsbelastet sind.

Nachfolgend werden mögliche Techniken zur Vermeidung oder Verringerung von Gerüchen in Papierfabriken mit geschlossenen Wasserkreisläufen angegeben.

2.8 General trends in the pulp and paper sector

Traditionally, most emerging techniques have been smallish refinements on existing processes (adaptation) or incremental improvements to the way of doing business. At the same time, there are also some wider scale activities and examples investigating new approaches and challenging existing frameworks (e.g. the energy transition programme for the paper production chain, Dutch Paper Association, VNP).

At the confluence of driving forces from multiple directions, many industry sectors, among them pulp and paper, are in a transitional phase. The possible directions are numerous, the outcome uncertain. The term 'knowledge-based bioeconomy' is one of many flourishing in the current atmosphere of change. 'Biorefineries' and 'biofuels' are examples of technical emerging concepts that involve many techniques.

Emerging techniques linked to the larger general trends in the sector can be subsumed to three main categories within which a variety of developments takes place:

(i) The 'bio-boom' that includes techniques dealing with reduced use of fossil fuels/use of more CO₂-neutral fuels or new raw materials, bio-based chemicals, coatings and enzymes. By integrating biorefinery operations within the pulp- and papermaking process, the industry is set to produce a wide variety of materials based on biomass, from chemicals to fuels, in addition to paper products.

(ii) Integrated resource efficiency (energy, water, fibre raw material, coating and fillers).

(iii) More simplified processes with multi-purpose in-line equipment.

Some of these technological trends and some others will be discussed in the process-related 'emerging techniques' sections of Chapters 3 to 7.

3 THE KRAFT (SULPHATE) PULPING PROCESS

The sulphate or kraft process, accounting for approximately 80 % of the world pulp production, is the most commonly applied production method of the chemical pulping processes. The importance of the sulphite process has steadily decreased and today only 10 % of world production is obtained by this method. The term 'sulphate pulping' is derived from the make-up chemical sodium sulphate, which is added in the recovery cycle to compensate for chemical losses. In the chemical pulping process, the fibres are liberated from the wood matrix as the lignin is removed by dissolving it into the cooking chemical solution at a high temperature. Part of the hemicellulose is dissolved as well in the cooking. In the kraft pulp process, the active cooking chemicals (white liquor) are sodium hydroxide (NaOH) and sodium sulphide (Na₂S). As a result of the large amount of sodium hydroxide used, the pH value at the start of cooking is between 13 and 14 (alkaline pulping process). It decreases continuously during the course of cooking because organic acids are formed during the pulping reaction.

Today the kraft process is the principal chemical pulping process worldwide due to the superior pulp strength properties compared with the sulphite process, its applicability to all wood species, as well as to the efficient chemical recovery systems that have been developed and implemented. But the chemistry of the kraft process carries with it an inherent potential problem in the form of malodorous compounds. However, modern mills with an optimised gas collection system can be limit unpleasant odours in the neighbourhood to process disturbances or other than normal operating conditions.

As a result of chemical reactions in the cooking stage, chromophoric groups of the residual lignin are formed thus causing the pulp to become darker in colour than the original wood. Because of the higher pH, the kraft pulping process induces more chromophores than sulphite pulping and unbleached kraft pulp has a considerably lower initial brightness than unbleached sulphite pulp.

3.1 Applied processes and techniques

Figure 3.1 gives an overview of the main processes of a kraft pulp mill.

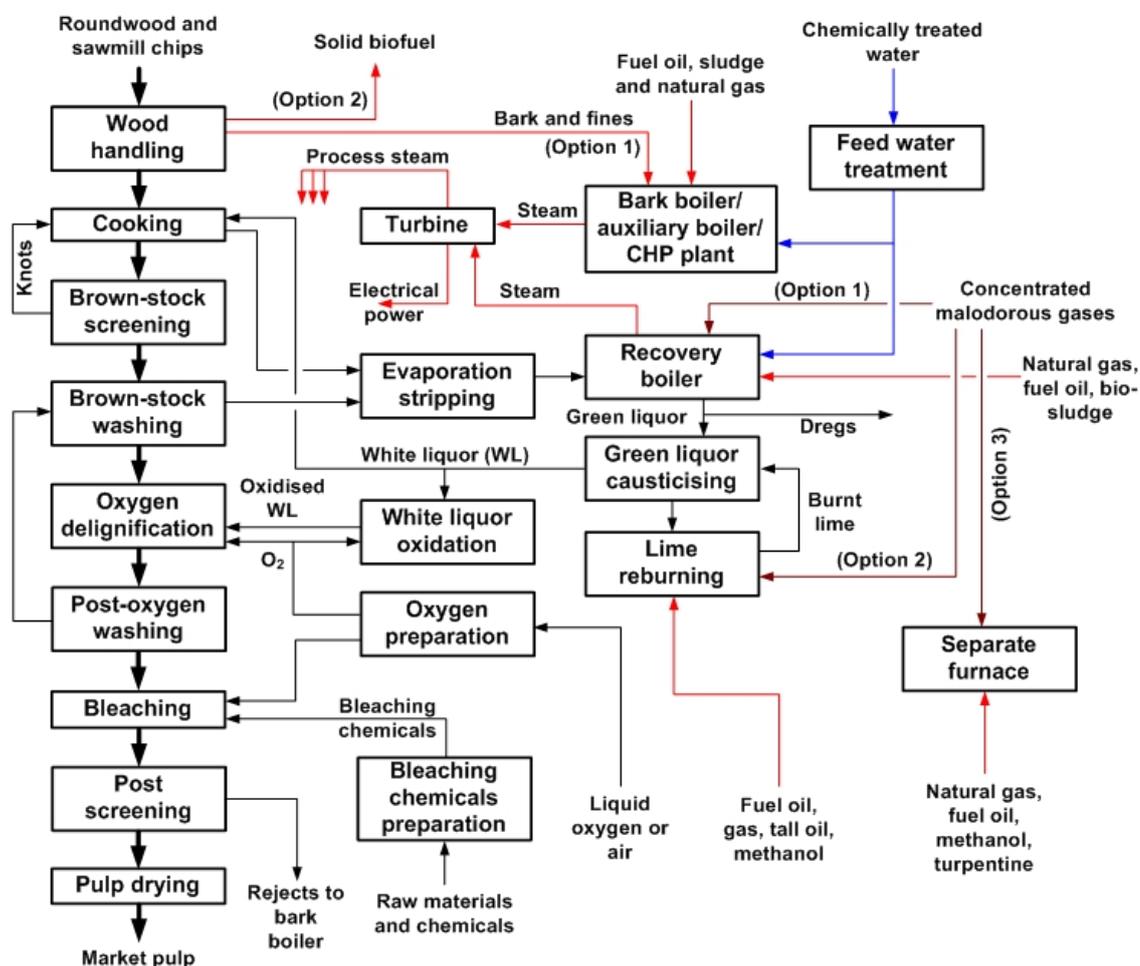


Figure 3.1: Overview of the main processes of a kraft pulp mill

A kraft pulp mill can be divided into four main parts: raw material handling, chemical defibration (delignification) with an almost completely enclosed chemical and energy recovery system, bleaching with an open water system and the process external waste water treatment system. Another more conventional division is the fibre line, recovery system, the lime cycle and the external waste water treatment. Some auxiliary systems like reject handling, the manufacturing of bleaching chemicals and auxiliary power generation are connected to the main departments. A more detailed explanation of the major processes involved in kraft pulping that are simplified in Figure 3.1 is given in Sections 3.1.1 to 3.1.12.

Dissolving kraft pulp is also produced in the EU-27, although only on a small scale (in 2013, one mill in the EU-27 devoted a third of its production capacity to dissolving kraft pulp, with the other two-thirds devoted to kraft pulp). This type of pulp is produced by a prolonged process in the digester and the bleach plant with the purpose being to eliminate all hemicellulose. It results in a 35 % lower wood yield compared with the kraft pulp process, while emission loads are expected to be higher (initial estimations suggest loads could be up to 35% higher).

3.1.1 Reception and storage of wood

Wood may be received as logs directly from the forest or as by-product chips from some other woodworking industry like sawmills and plywood mills. Logs are mainly delivered with the bark on them and have to be debarked before further processing. Chips are normally free of bark and can be used after screening and possibly washing. The wood is transported to the mills by ship, truck or rail but also to a limited extent by floating logs to the mill site. Where the latter is used, there will be some leaching of resin acids and nutrients while the wood is in contact with water. Mechanical pulping techniques may use either logs or chips but chemical pulping techniques will always use chips.

3.1.2 Debarking

The most common method for debarking is drum debarking. Bark is removed as the logs rub against each other when made to tumble by the rotating action of the debarking drum. Loose bark and wood sticks fall from the drum through special chutes. Debarked logs are showered with water before being delivered to the pulp mill. Bark from the debarking unit is typically fed into a bark shredder and, if wet, pressed for burning. Some alternative uses for the bark exist and in some cases it is sold as solid biofuel after drying with secondary heat from the mill.

It is common practice to debark wood from mature eucalyptus trees at the harvesting site. This is justified by economic reasons or when there are no options to obtain energy from biomass.

3.1.3 Wood chipping and screening

For chemical pulping processes, the logs are reduced to chips in a chipper. The objective in chipping is to form uniform-sized chips, which will result in a better pulp product. A uniform chip distribution is necessary for the efficiency of the processes and for the quality of the pulp. The more uniform the chips are after the chipper, the lower the raw material consumption. After the chipper station, the chips are screened in order to remove oversized chips and fines. Fines can also be cooked together with the chips or separately in a sawdust cooker, or they can be burnt or used for other purposes. The screening of chips is not always applied. It depends on the required pulp quality, e.g. screening is not necessary for the manufacturing of unbleached kraft pulp for packaging paper grades. Oversized chips may be sent for reprocessing in a crusher or rechipper. Chips are screened for thickness, as this is a critical parameter both in chemical and mechanical pulping. Often the overall optimum conditions are reached by sacrificing some raw material to secure stable processing conditions, which, in turn, promote better pulp quality and less pollution. The material removed in the screening operation can be sold for other purposes or burnt in a solid fuel boiler with heat recovery together with bark and/or sludge from the waste water treatment plant.

3.1.4 Cooking and delignification

The main chemical components of wood are cellulose, lignin and hemicellulose. Wood also contains small quantities of extractives. In the kraft process the fibres are liberated in the cooking plant by dissolving the lignin and part of the hemicellulose in the cooking chemical solution (white liquor), which contains sodium hydroxide (NaOH) and sodium sulphide (Na₂S) as active chemicals. When the final product is unbleached pulp, the cooking is the only delignification stage.

Chemical pulping aims at removing lignin not only from the fibre walls but also from the middle lamella so that the wood fibres can separate. Ideally, each fibre should receive the same amount of chemical treatment for the same time at the same temperature. This means that chemicals and energy must be transported uniformly throughout each wood chip to the reaction sites. However,

cavities inside fresh wood chips are partly filled with liquid and partly with air. The air must be removed from the chips before they can be fully penetrated by cooking liquor. This is usually done by preheating with steam. Chips are heated with steam, which reduces the air content of the chips. Well-steamed chips absorb liquid more easily at an elevated pressure.

Lignin reactions in kraft pulping are carried out in an impregnation phase (initial delignification) and in a cooking phase at elevated temperatures where the bulk of the lignin is removed (bulk delignification). The initial delignification takes place mainly at lower temperatures than during final cooking. Very little lignin is dissolved here (20 – 25 % of the total). Impregnation improves the penetration of the cooking liquor into the chips during the cooking phase.

The cooking process can be performed either in batch digesters or in a continuous digester. When using batch processes, in the cooking stage, the preheated wood chips and the liquors are charged into a batch digester where the cooking is carried out at elevated temperatures and pressure. When the desired residual lignin content (measured as the kappa number) is reached, the contents are discharged to a blow tank and the cooking cycle is repeated.

In the late 1980s modified cooking was introduced into the sector and all new fibre line mill projects applied it. The extended delignification through modified cooking uses the principle of alkali concentration profiling, i.e. the alkali concentration at the beginning of the cooking (in impregnation) is lower and is increased towards the end of the cooking process. This allows cooking to lower the residual lignin content without undue carbohydrate degradation or excessive loss of pulp strength, thus reducing the delignification demand in the bleaching plant and its environmental load. For batch digesters, the extended delignification through modified cooking is termed 'displacement batch processes' and variations include 'rapid displacement heating' (RDH), 'superbatch cooking' (SB) or 'white liquor impregnation' (WLI).

In all these modified batch cooking methods, chips are impregnated in the digester before the bulk delignification process which has an alkali concentration profile. In displacement batch cooking the heat in the spent cooking liquor is recovered by displacing it from the digester with a washing liquid and using it to preheat chips in the next cooking batch (impregnation).

The cooking can also be carried out in a continuous digester (see Figure 3.2) where the wood/chemical charge and retention time, as well as the temperature in the cooking zone, define the resulting lignin content. The chips are preheated by steam before entering the continuous digester in order to remove air which interferes with the impregnation. Before entering the main digester, the chips are impregnated with cooking liquor in an impregnator vessel. After that the temperature is raised to 155 – 175 °C. The cooking time at the maximum temperature is in the range of 1 – 2 hours. For continuous cooking applications, the modified cooking methods include modified continuous cooking (MCC), extended modified continuous cooking (EMCC), isothermal cooking (ITC), and low solids cooking (LSC). All these modified cooking methods, whether operated as continuous flow processes or as displacement batch applications, are variations on the same theme and are based on the principle of alkali concentration profiling.

In conventional cooking, the delignification of softwood (spruce or pine) can be brought down to a kappa number of 28 – 35 whilst maintaining acceptable pulp strength properties. For hardwood (aspen, birch and eucalyptus) the kappa number can be brought down to 14 – 22 [14, CEPI 1997].

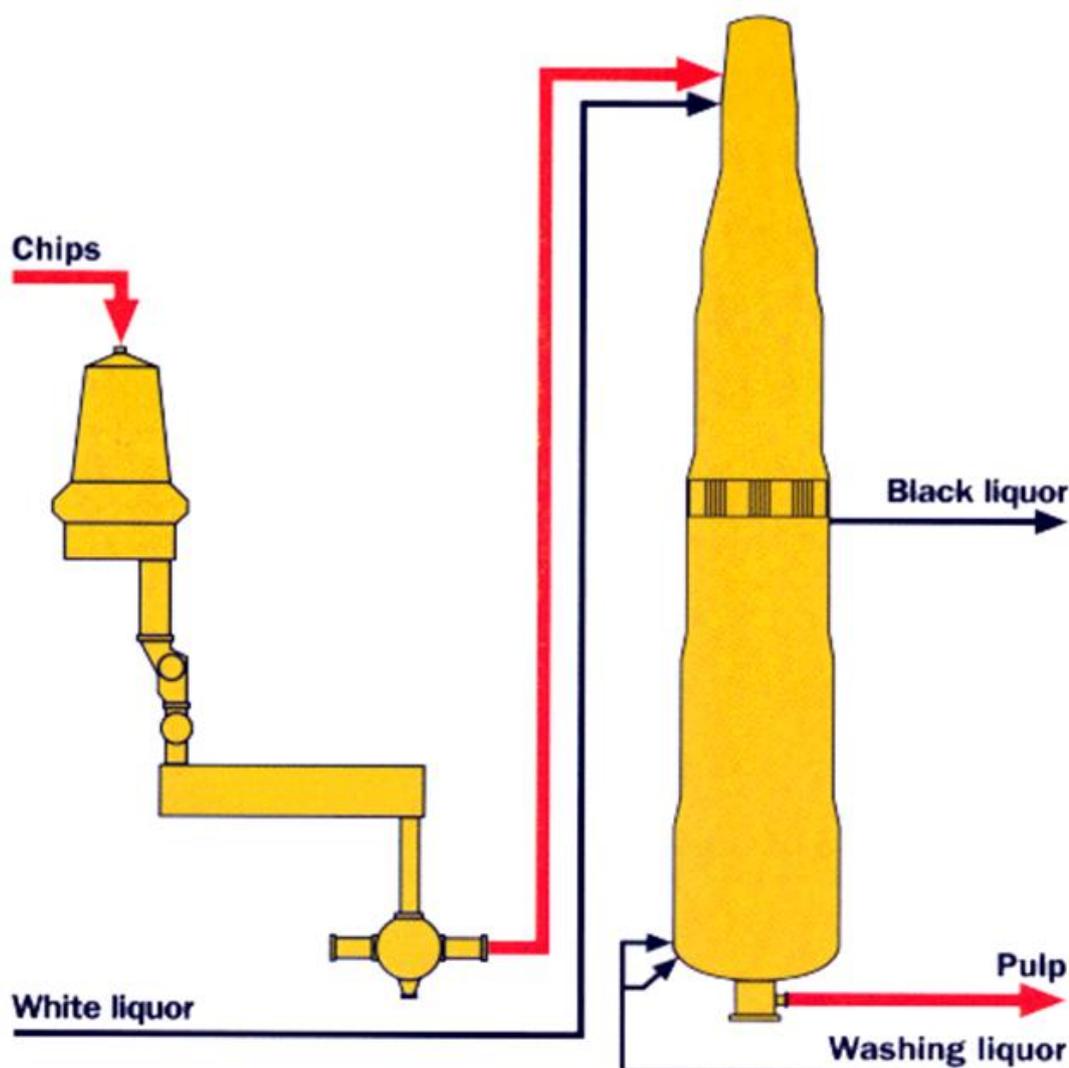


Figure 3.2: Example of a continuous digester

The cooking modification methods already mentioned have been developed with the aim of removing more lignin from the wood during cooking without reducing the yield and without extended cellulose degradation, thus reducing the organic load caused by pulp bleaching. The kappa number from the cooking of softwood can be reduced to a level of 15 – 25 through extended delignification [1, Finnish BAT Report 1997], while the yield and strength properties are still maintained. This means that 25 – 50% less lignin is left in the pulp compared with pulp that has a kappa number of 32. The requirements for any subsequent bleaching chemicals are therefore reduced and the effluent discharges from the bleaching plant are decreased. Comparable kappa reductions can be achieved in the cooking of hardwood (see also Section 3.1.6).

3.1.5 Washing and screening

The pulp coming from the digester contains both fibres and spent cooking liquor (black liquor). About half of the wood is dissolved in the cooking. Consequently the black liquor contains inorganic chemicals and a large amount of organic substances. The black liquor is removed from the pulp in the subsequent washing step and is led to the chemical recovery system, where cooking chemicals and energy are recovered.

The dissolved organic substances together with the spent cooking chemicals are recovered from the cellulose fibres in the brown stock washing stages that are run counter-currently. Modern

systems normally recover at least 99 % of the chemicals applied in the digester applying a minimum amount of dilution water while achieving the highest possible degree of pulp purification. Washing the pulp coming from a conventional batch digester plant is normally carried out with drum washers, while a continuous digester plant utilises the wash zone in the bottom of the digester with additional drum washers or diffuser washers. In modern batches as well as continuous cooking fibre lines, washing already starts in the digester by displacing hot black liquor with cold wash liquor. Subsequent washing is carried out in various types of washing equipment, e.g. vacuum drum washers, wash presses, diffusers or wire-type washers.

Efficient washing generates a number of benefits: it reduces the carry-over of black liquor with the pulp into the bleach plant resulting in a decreased consumption of chemicals in bleaching and reduced discharges from the bleaching plant; it results in a decrease in the disturbances to the screening that can be caused by foaming; it reduces the total consumption of cooking chemicals (chemical losses) and the chemical consumption in the oxygen delignification step (see Section 3.1.6). The outcome of the washing is highly dependent on the efficiency of the equipment used, the outlet consistency of the pulp, the temperature and the amount of wash water applied. However, if washing is improved by increasing the amount of wash water, the demand for steam will increase in the subsequent stage to evaporate and concentrate the black liquor.

Wash presses and diffuser washers are especially effective in the removal of dissolved organic substances, and this is one reason why wash presses have become more common, especially as the last washing stage before bleaching. Adding carbon dioxide to the wash water or directly to the pulp may improve the washing effect.

Before further processing, the pulp is screened with pressure screens and sometimes centricleaners (for the production of unbleached pulp). The objective of screening is to separate knots and fibre bundles from the main pulp stream with a series of vibrating pieces of equipment, filtration through pressure screens and centrifugal separation of fibres and other particles with different specific weights. Rejects from screening are either removed from the process, mechanically treated and returned to the screening, or are directly recycled to the digesters.

3.1.6 Oxygen delignification

After cooking, delignification can be continued with oxygen in one or two stages and with or without intermediate washing. Oxygen delignification can be combined with conventional and extended cooking.

Oxygen delignification takes place in alkaline conditions. In order to maintain the sodium balance of the mill, the oxygen stage normally uses the oxidised white liquor, where sodium hydroxide is the main alkaline chemical and sodium sulphide (Na_2S) has been oxidised to thiosulphate ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$). Due to the relatively low solubility of oxygen to the alkaline liquor, the delignification reactor is pressurised and the temperature is elevated to about 90 – 100 °C. In oxygen delignification, magnesium salt (MgSO_4) is added in order to preserve the strength of the pulp. The oxygen is mainly purchased but some on-site oxygen production plants are also in operation. Because of their better selectivity and the lower investment, the medium consistency systems (MC, 10 – 15 % DS) have dominated mill installations for the past ten years although high consistency installations (HC, 25 – 30 % DS) are in use as well.

Oxygen delignification is usually an intermediate stage in the pulp washing process. The wash water is added in the last washing stage after oxygen delignification and sent counter-current to the pulp flow. Washing after oxygen delignification is usually done with two washing stages. The organic material that is dissolved during oxygen delignification can be recovered and led to the chemical recovery system without major changes in the process. The recovery reduces the amount of organic material that ends up in the waste water and the amount of chemicals needed.

The kappa number after conventional cooking and oxygen delignification is typically 18 – 22 for softwood and 13 – 15 for hardwood without extended delignification [14, CEPI 1997]. Kappa numbers for kraft pulp mills that manufacture unbleached sackpaper are between 40 and 55. Depending on the wood species, oxygen delignification with extended cooking can achieve a reduction in the kappa number to around 8 – 12 for softwood and 8 – 10 for hardwood. The overall pulp yield might decrease by 1.5 – 2.5 % and there is still lignin left that has to be removed by other means when high brightness pulp is demanded.

The reduction of the kappa number of unbleached pulp (brown stock), whether it is achieved through extended cooking delignification, oxygen delignification or some other method, will reduce the load of bleaching plant pollutants that enter the biological effluent treatment system. This is because dissolved substances are returned to the recovery system and then burnt in the recovery boiler.

3.1.7 Bleaching

The purpose of bleaching chemical pulp is to obtain certain pulp quality criteria with respect to brightness, brightness stability, cleanliness and strength. The brightness of unbleached kraft pulp is rather low, below 30 % ISO, whereas fully bleached pulp has a brightness of 88 % ISO or higher. Cooking and oxygen delignification cannot remove all the lignin and, to achieve this brightness, it is necessary to remove or oxidise the remaining lignin and impurities in the pulp. The kappa number after bleaching is reduced to less than 1 unit [14, CEPI 1997].

The introduction of extended cooking (see Section 3.1.4) and oxygen delignification (see Section 3.1.6) has resulted in more efficient recovery of organic substances and has also allowed the use of other chemicals in bleaching and minimisation of the use of chlorine chemicals. As a consequence, the total release of organic and chlorinated organic compounds from the bleaching plant has been reduced significantly compared to the 1980s or 1990s. However, bleach plants discharge their effluents whereas delignification can be carried out within closed water systems.

The acidic effluents from the bleach plant cannot easily be recirculated into the chemical recovery system, mainly because the recirculation of these effluents would increase the build-up of chlorides and other unwanted inorganic and organic non-process elements in the chemical recovery system, which can cause corrosion, scaling and other problems.

The bleaching of kraft pulp is carried out in several stages, usually four to five. Recently three-stage bleaching plants have become more common. The most commonly used chemicals are chlorine dioxide (ClO_2), oxygen (O_2), hydrogen peroxide (H_2O_2), sodium hydroxide (NaOH), and sometimes ozone (O_3). Lately, peracetic acid ($\text{CH}_3\text{CO}_3\text{H}$) has become commercially available as a bleaching chemical. In Europe, chlorine (Cl_2) and hypochlorite (e.g. NaOCl) have been phased out as primary bleaching chemicals in recent years (e.g. PARCOM Decision on the Phasing-out of the Use of Molecular Chlorine (Cl_2) in the Bleaching of Kraft and Sulphite Pulp). In older chlorine dioxide production processes, small amounts of chlorine are formed as a by-product and a part of this chlorine will be present when chlorine dioxide is used in bleaching. Chlorine dioxide and ozone have to be produced on site (see Section 3.1.12). At some mills, oxygen is also produced on site by separating the oxygen from the air. Peroxide, oxygen and alkali can be delivered to the mills.

Ozone is a very reactive bleaching agent whilst chlorine dioxide, oxygen and hydrogen peroxide are less reactive. Because of the different reaction mechanisms, different types of bleaching chemicals are utilised in a bleaching sequence. Acid and alkaline stages are used to complement each other.

Peroxide bleaching is relatively slow and requires long reaction times and therefore large reactor volumes or increased pulp consistency. Increased pressure makes higher reaction temperatures possible, resulting in a reduced reaction time or an improved bleaching outcome. It is necessary

to remove metal ions, to avoid degradation of the hydrogen peroxide, using metal chelating agents (EDTA or DTPA) or acid washing. An advantage with peroxide compared with the other oxygen bleaching chemicals is that peroxide bleaching at optimal conditions brightens the residual lignin.

Enzyme treatment before bleaching has been in use at some plants in North America since 1991. It can be combined with different bleaching sequences to enhance the effectiveness of the chemicals used but typically results in a small loss of yield.

A bleach plant consists of a sequence of separate bleaching stages with different chemicals added. Each bleaching stage consists of:

- devices for mixing the chemicals and the pulp;
- a bleaching reactor (upflow or downflow towers) designed with a suitable residence time for chemical reactions;
- washing equipment for separation of used chemicals, removed lignin and other dissolved material from the pulp (drum washer, wash presses or diffuser washer).

The bleaching stages are designated using symbolic shorthand for the type of bleaching agent applied.

A	Acidic stage for removal of hexenuronic acid (HexA) through mild acid hydrolysis.
Q	Acid stage where the chelating agents EDTA or DTPA are used for the removal of metals.
Z	Ozone stage using gaseous ozone (O_3).
P	Alkaline stage with hydrogen peroxide (H_2O_2) as a solution.
D	Chlorine dioxide stage using a water solution of chlorine dioxide (ClO_2).
E	Extraction stage using sodium hydroxide (NaOH).
E/O	Extraction stage using sodium hydroxide with the subsequent addition of gaseous oxygen as a reinforcing agent.
P/O	Alkaline stage with hydrogen peroxide as a solution with a small oxygen charge.
E/P	Extraction stage using sodium hydroxide with the subsequent addition of hydrogen peroxide solution as a reinforcing agent.

Nowadays, oxygen delignification has become a more and more common delignification stage followed by a bleaching sequence of D-EOP-D or D-EO-D, D-E-D-E-D, D-E-D-D, D-EOP-D-E-D, QP-DQ-PO, D-EOP-D-D or Z-E/O-D-P/O.

The two main types of bleaching methods in use are elemental chlorine free (ECF), i.e. when no molecular or gaseous chlorine is dosed in the bleaching, and totally chlorine free (TCF) bleaching. All ECF mills use chlorine dioxide in the bleaching sequences and in a few cases also ozone, alkali for the extraction of the dissolved lignin, and peroxide and oxygen for the reinforcement of the extraction stages. TCF bleaching uses oxygen, ozone or peracetic acid and peroxide with alkali for lignin extraction. Selectivity is important as far as the total yield and pulp quality are concerned because high selectivity means that the bleaching chemical is primarily reacting with the lignin.

Some mills have responded to the market demands of TCF pulps by modifying the bleaching sequence. Nowadays, TCF bleaching is an established technique. A number of mills are able to produce both ECF or TCF pulps depending on the market situation. New sequences based on combinations of chelation stage (Q), peroxide stage (P) and ozone (Z) have been and are being developed, such as Q-E/P-E-P, Q-Z-P-E-P, OP-ZQ-PO, Q- OP-Q-PO, OOQPoP [CTP, 2010] or Q-OP-(Q+Paa)-PO, Q-OP-Q/Paa-PO [257, Soedra 2009]. At least one mill has given up the

production of TCF pulp: the Metsä Botnia Rauma mill changed its bleaching system from TCF to ECF in the summer of 2007 for quality, energy and cost reasons.

A brighter pulp at the same kappa number and viscosity level can be achieved after oxygen delignification if the cooking is ended at higher kappa numbers. When using a peroxide-based TCF sequence, this is a major advantage since the bleachability is shown to be dependent on the brightness rather than the kappa number at the time of entering the bleach plant. From an economic point of view this is preferable since selectivity is better during oxygen delignification than during cooking. For the TCF sequence it is, however, important to keep in mind that the yellowing tendency (heat-induced) of the fully bleached pulp increases with increasing kappa numbers after cooking, probably due to a higher hexenuronic acid (HexA) content in the pulp [257, Soedra 2009].

The discussion about modern ECF versus TCF bleaching

During the 1980s and 1990s, there were intensive discussions and research on the environmental benefit of TCF compared to ECF bleaching. The evaluation of the results of the research and of syntheses of the great amount of laboratory and model ecosystem tests as well as field studies with whole mill effluents from bleached kraft mills can be summarised below.

- The chemical composition of the effluent from kraft mills using modern ECF or TCF bleaching of oxygen-delignified low-kappa pulp has changed significantly in comparison with the situation in the 1970s and 1980s, even if the operational standard of the individual mills is still of major importance for the amount and quality of emissions [129, SEPA report 1997].
- Pulp mills with modern ECF bleaching give very low emissions of chlorinated organic substances and highly chlorinated phenolic compounds generally cannot be detected in the effluent. [ibid.]
- A comparison of toxic responses of bleach plant and whole mill effluents from mills using different schemes for non-chlorine bleaching, i.e. modern ECF versus TCF bleaching, shows that neither technique consistently produces effluents with a lower toxic potency [47, FEI 1996]. No clear difference in the effect pattern and effect intensity between effluents from mills using modern ECF (chlorate reduced) and TCF bleaching has been detected.
- Secondary treatment of effluents usually tends to decrease the toxicity of the effluents and, according to model ecosystem studies, effects on ecosystem levels are mitigated after external treatment. [ibid.]
- The special focus on the question of whether modern ECF or TCF bleaching is better from an environmental perspective seems to be too narrow; the entire mill operation including the waste water treatment system and the avoidance of disturbances and accidental releases are also crucial aspects to consider. For example, the amounts of fatty acids, resin acids and sterols in the effluent from modern kraft mills are affected more by the fibre raw material or by contributions from the unbleached side than by the bleaching process.
- A TCF bleaching sequence is the more advantageous alternative for further water system closure. However, technical difficulties regarding the enrichment of non-process elements in the water circuits and undesired scaling, especially of oxalates, remains an unsolved challenge for further closure of the bleach plant effluents. [233, Hamm et al. 2003].

3.1.8 Bleached stock screening

After bleaching there is generally a final screening of pulp. Secondary screening takes place with the same type of equipment as the screening of unbleached pulp (see Section 3.1.5).

3.1.9 Drying

In an integrated pulp and paper mill, the pulp stock will be transferred forward to papermaking in a wet state (at about a 4% consistency) and the accompanying water forms part of the overall water balance of the mill. For a non-integrated pulp mill where the pulp is not used for the manufacturing of paper at the same site, the pulp will be first pressed and then dried for transport. The drying machine consists of a wire part similar to but simpler than the wire part of a paper machine for the initial dewatering of the pulp, a press section and a dryer. After the dewatering stage, the pulp is dried with steam in a multistage dryer. After being cut into sheets, bales for shipment are formed.

3.1.10 By-products of kraft pulping

Tall oil soap (TOS) originates from extractives in the pulpwood, primarily resin and fatty acids. In the kraft process the acids are saponified due to the alkaline conditions in the digester and form sodium soaps (crude tall oil soap) which dissolve in the black liquor. In the chemical recovery process the soap separates from the water phase and forms a soap layer on the liquor surface as the black liquor is successively concentrated and the solubility of the soap is decreased. For process reasons most of the soap has to be removed from the black liquor in order to avoid foaming in the evaporators and to maintain stable combustion in the recovery boiler.

Crude tall oil (CTO) is produced by acidulation of tall oil soap in a batch or continuous process. The acid used is normally sulphuric acid or generator waste acid (GWA) from chlorine dioxide generation. Different species of pine have the highest content of resins and give the highest tall oil yield. Spruce and birch give a much lower tall oil yield and also a lower quality. Crude tall oil is a tar-like dark brown liquid with high viscosity and an unpleasant odour of sulphur compounds from the pulping process. A typical yield of crude tall oil from tall oil soap is about 10 - 75 kg per tonne of pulp. Crude tall oil is normally sold to the chemical industry and the pitch fuel, generated while distilling crude tall oil, is used as a biofuel at the mills. Some pulp mills burn crude tall oil directly for bioenergy.

At the Zellstoff Stendal mill in Germany about 13 450 tonnes of tall oil are produced by decantation of tall oil soap from the black liquor before evaporation. The tall oil is partly sold on the market and partly used as fuel in the lime kiln. Dilute non-condensable gases may occur during processing of the tall oil. At the Stendal mill the waste gas is treated in a scrubber and the remaining emissions are treated in the dilute NCG treatment system.

Crude sulphate turpentine (CST) originates from volatile organic compounds in the pulpwood (conifer). In the pulping processes the wood chips are heated and the terpenes are volatilised. Turpentine can be recovered from the terpene-rich vapours. The composition varies depending on the wood species used. α -Pinene is the main component in crude sulphate turpentine. The highest content of terpenes is found in fresh pine wood. In spruce the content is much lower. Crude sulphate turpentine contains significant amounts of malodorous sulphur compounds and has a very unpleasant odour and a dark colour. The yield can vary in the range 0.5 -15 kg per tonne of pulp.

3.1.11 Chemical and energy recovery system

The recovery system in a kraft pulp mill has four functions:

- the recovery of the inorganic pulping chemicals;
- the incineration of the dissolved organic material and the recovery of the energy content as process steam and electrical power;
- the recovery of valuable organic by-products (e.g. tall oil);
- the prevention and control of pollution: a significant reduction of the waste water load discharged to the biological waste water treatment plant and an extensive reduction of emissions to air.

The fuel value of the recoverable black liquor is normally enough to make the kraft pulp mills more than self-sufficient in heat and electrical energy. Organic by-products such as methanol, turpentine or tall oil play a limited economic role in most kraft pulp mills.

The main processes in the chemical recovery system are the evaporation of the black liquor (cooking liquor and counter-current washing liquor), incineration of the evaporated liquors in a recovery boiler and causticising, including lime regeneration.

An overview of the recovery circuits of chemicals is presented in Figure 3.3 illustrating the main process steps and their functions.

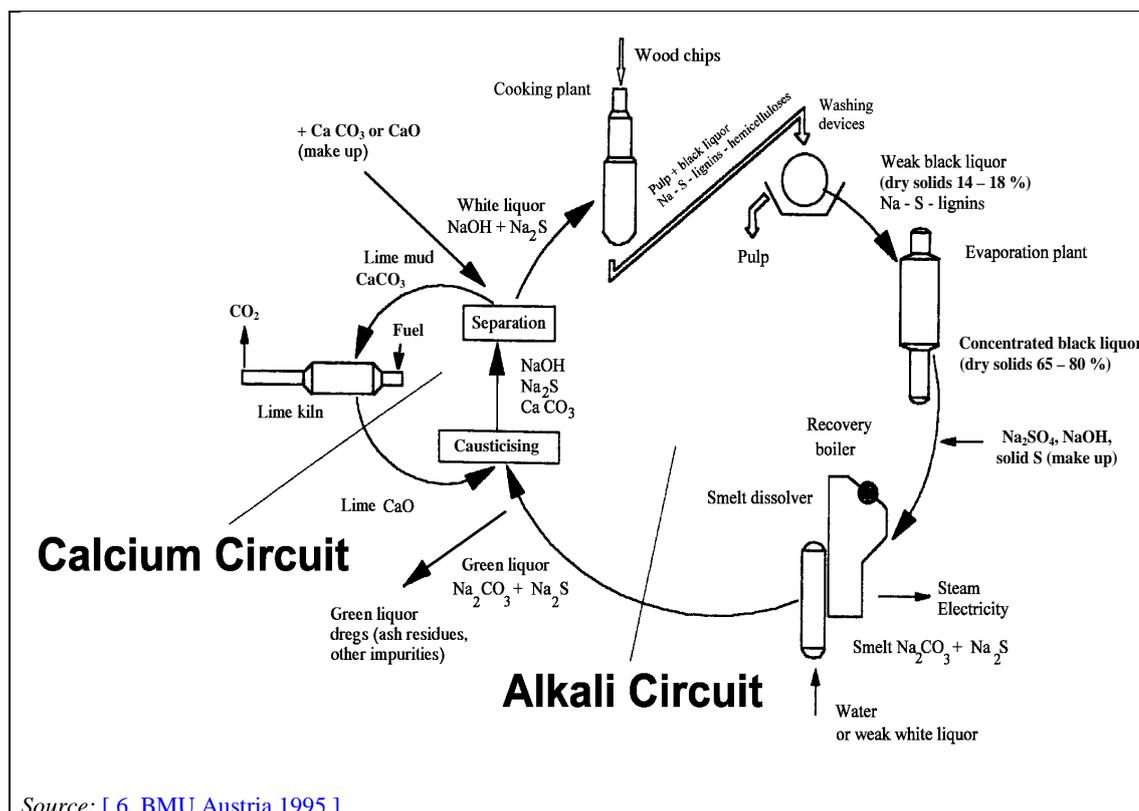


Figure 3.3: Recovery circuit of chemicals for a kraft mill

Black liquor from pulp washing normally has a dissolved solids content of 14 – 18 % which has to be increased considerably before the liquor can be burnt. The liquor is concentrated in a multi-effect evaporation plant to a dry solids content of 70 – 85 %. At atmospheric pressure the upper limit for the increase of the dry solids is about 72 – 74 %. In recently modernised plants, the liquor is concentrated up to 85 % DS by pressurising the liquor so that higher temperatures can be used, resulting in lower viscosity. The dry solids content of black liquor from eucalyptus pulping does not reach such high levels; the maximum DS content achievable is about 72 – 75 %. In evaporation, some of the combustible material separates as non-condensable gases (NCG) which contain malodorous gas compounds often expressed as total reduced sulphur (TRS). These gases are collected and burnt together with other malodorous gases.

Condensates from the black liquor evaporators and the cooking plant will vary in their degree of contamination according to their origin but will typically contain TRS, methanol and some other volatile organic compounds. They are treated in a stripper column that is normally integrated with the black liquor evaporation using secondary (or primary) steam. Stripping the condensates makes it possible to reuse them in washing unbleached pulp and in the causticising plant.

The concentrated black liquor is burnt in the recovery boiler to recover the sodium and sulphur content in a suitable chemical form to regenerate the pulping chemicals and recover energy from the flue-gases.

An increase in the dry solids content of the black liquor from 65 – 70 % to 80 – 85 % changes the material and energy balances and the burning conditions in the recovery boiler. The flue-gas flow decreases as less water enters the furnace. By increasing the dry solids content, e.g. to over 80 %, an increase in production or extended delignification with more efficient recovery of the black liquor can be possible in a mill where the recovery boiler is the production capacity bottleneck. In general, two operational modes for recovery boilers can be distinguished; one is focused on energy efficiency, the other one on low NO_x emissions.

Operating on black liquor with a very high dry solids content (> 80 %) leads to improved energy efficiencies, allowing for pulp and paper mills to operate self-sufficiently in terms of energy or even to generate excess energy, while at the same time resulting in lower sulphur and carbon monoxide emissions and decreased fouling. Developments in material technology have enabled temperature and pressure increases in recovery boilers, which enable electricity production to be maximised. With a higher combustion temperature, the amount of sodium (Na) vaporised is higher, thus more SO₂ can be bound and Na₂SO₄ can be formed. Therefore energy-efficient boilers are also effective in chemical recovery and have low SO₂ emissions. However, the increased temperature leads to an increase in NO_x emissions.

When low NO_x emissions are a priority, the DS content of black liquor needs to be limited to lower levels, thus reducing the temperature in the recovery boiler. In this case, NO_x emissions are reduced, but also the potential for energy recovery (lower electricity and energy efficiency). Sulphur and CO emissions are higher compared to high dry solids content firing. High CO emissions means a high amount of incombustibles, therefore the VOC and PAH (polyaromatic hydrocarbon) emissions might also be higher.

Developments in recovery boilers over the past 20 years have been towards energy-efficient operation and higher black liquor dry solids (over 80 %).

The smelt from the recovery boiler is dissolved in water or weak white liquor to produce 'green liquor' which consists mainly of sodium sulphide (Na₂S) and sodium carbonate (Na₂CO₃). The green liquor is clarified or filtered (modern technique) and causticised with lime, and sodium carbonate (Na₂CO₃) is converted into sodium hydroxide (NaOH) to produce 'white liquor' for pulping. Ash residues and other impurities are removed from the process as green liquor dregs. The calcium carbonate lime mud from causticising is separated from the white liquor, washed and calcined in a lime reburning kiln (somewhat resembling a standard rotary lime kiln) to regenerate the lime. This calcination is a high-temperature, endothermic reaction requiring external fuel.

The handling of black liquor with a high sulphur content may release sulphur-containing gases into the air as sulphur dioxide after incineration and as malodorous gases containing reduced sulphur compounds such as hydrogen sulphide (H₂S), methyl mercaptan (CH₃SH), dimethylsulphide (CH₃SCH₃) and dimethyldisulphide (CH₃SSCH₃). When using the appropriate techniques (see Sections 3.3.16.1 to 3.3.16.3) these emissions can for the most part be prevented.

Strong malodorous gases are collected and generally burnt in the recovery boiler, a dedicated burner or in the lime kiln. The burning of odorous gases in the recovery boiler is widely used in European pulp mills and is considered the preferred option at the time of writing (2013). For its application, all safety measures can be applied with special care for burner design and air distribution to avoid explosive conditions. Dedicated burners are also frequently used to burn the strong gases. Flue-gases from dedicated burners are in most cases treated through scrubbers (e.g. with oxidised white liquor) for heat recovery and for the removal of sulphur dioxide. The scrubber water is led back to the chemical recovery system. The gases from the separate incinerator can be utilised to produce sodium bisulphate (NaHSO₄), which can be internally used in bleaching for rendering the chlorine dioxide residuals harmless thus replacing external sulphur dioxide (SO₂).

in the washing of bleach plant vent gases. Burning of the malodorous gases in the lime kiln is less favoured because it might upset the operation of the lime kiln. The burning of the strong gases in the lime kiln can also form so much SO₂ that SO₂ emissions increase.

Many kraft pulp mills also collect weak malodorous gases but to a varying extent. Weak gases are emitted from chip presteaming, screening, pulp washing, the smelt dissolving, the recausticising plant tank ventilations, etc. A few mills collect and treat the weak malodorous gases almost completely.

3.1.12 Preparation of bleaching chemicals on site

The most commonly used chemicals for bleaching of chemical pulps are chlorine dioxide, oxygen, ozone and peroxide. Chlorine dioxide and ozone are produced on site. Oxygen is also produced on site, in some cases being separated from the air. Peroxide, alkali and oxygen can be delivered to the mills.

3.1.12.1 Chlorine dioxide

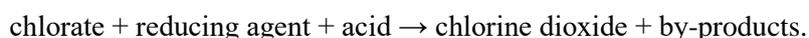
Chlorine dioxide is thermodynamically unstable and is usually manufactured at the place of use, except in very small quantities. The gas however is stable and safe to handle at temperatures of up to 80 °C as long as the partial pressure of chlorine dioxide is kept at a low pressure (below 12 kPa). If stable conditions are not met (e.g. too high a gas concentration) the gas can more or less spontaneously decompose according to the reaction $2 \text{ClO}_2 \rightarrow 2 \text{Cl}_2 + \text{O}_2$. Typically, unintentional releases are very small and, as the gas is diluted, the likelihood of explosion is almost zero.

To prevent decomposition, chlorine dioxide is stored as a water solution with a maximum concentration of about 1 % ClO₂ (approximately 10 g ClO₂ per litre of solution). In water solution the stability is good and the solution can be kept for several months when stored in cold and dark conditions.

The ClO₂ preparation process is designed to comply with all safety requirements and to avoid unintentional releases of chlorine gas and is described below.

- ClO₂ is dissolved in water to avoid decomposition as the above-mentioned reaction is a gas reaction.
- The concentration in the water solution is maintained low so as not to create an equilibrium gas concentration above the liquid that is high enough to cause explosion-like decomposition.
- All systems are rated to withstand the forces of decomposition and are equipped at critical points with pressure-relief valves.
- The ClO₂ generation plant is operated by specially trained staff who apply the adopted safety standards.

In pulp mills, chlorine dioxide is produced from chlorate (ClO₃⁻) supplied as the sodium salt. For the reduction of chlorate, a number of reducing agents are commercially applied (see equation below): methanol (extra safety measures required), hydrogen peroxide, sulphur dioxide (extra safety measure also required) and chloride ions. Sulphuric acid is used as the acid. There are several techniques available to carry out the following reaction in a cost efficient manner:



Efficient ClO₂ generation methods maximise the chemical yield of chlorine dioxide from chlorate, minimise the by-product formation and ensure the stable and easy operation of the process.

This is normally achieved by operating under a stoichiometric excess of acid and reducing agents (see Table 3.1).

By operating under boiling vacuum conditions, the acid consumption can be decreased as the only emissions or waste from the reactor are the ClO_2 gas which is absorbed into water in the absorption tower, and the solid by-product (sodium salt) that is formed when the solubility limit is exceeded and which is separated on a filter (salt cake).

If operated under atmospheric conditions, the by-product salts are mixed with the excess acid and become 'spent acid'.

The partial pressure of chlorine dioxide is kept below the stability limit by either a low total pressure (vacuum processes) or by dilution with air (atmospheric processes). Table 3.1 shows the most important techniques for the on-site generation of chlorine dioxide at the time of writing (2013).

Table 3.1: Important large-scale techniques for manufacturing chlorine dioxide

Reducing agent	By-products in the ClO_2 product	By-products	Process technologies		Potential specific environmental concern
			Vacuum	Atmospheric	
Methanol	Formic acid	Sodium Sulphate ⁽¹⁾	SVP-LITE, SVP-SCW, R8, R10	(Solvay)	NA
Hydrogen peroxide	(Oxygen)	Sodium Sulphate ⁽¹⁾	SVP-HP, SVP-Pure, R11	HP-A	NA
Sulphur dioxide	NA	Sodium Sulphate ⁽¹⁾	NA	Mathieson	Handling of SO_2
Chloride ions	Elemental chlorine	(Sodium Sulphate ⁽¹⁾) Sodium chloride	(SVP-Classic), (R3), R6, (R7), SVP-Total HCl, Lurgi, Chemetics	(Day-Kesting), (R2), (R3)	The ClO_2 water becomes saturated with Cl_2

NB: Processes mentioned within brackets are no longer relevant for new plants; some units are still in operation.
 NA = not available
⁽¹⁾ The generated salt can be used as a make-up chemical in the recovery boiler or for pH adjustments.
⁽²⁾ Chlorine dioxide is not traded as such. Important trade does however exist for various large-scale processes.
 • SVP-SCW, SVP-LITE, HP-A, SVP-HP, SVP-PURE, SVP-Classic and SVP Total HCl are trademarks of Akzo Nobel.
 • ERCO R3, R3H, R5, R6, R7, R8, R10, R11, R12 and R13 are trademarks of ERCO Worldwide.
 • Some other common names are Mathieson and Solvay processes.
 Source: [213, Pelin 2009]

The formation of by-products is critical for both process economics and for the quality of the generated ClO_2 . Table 3.2 shows the consumption of raw materials and the formation of by-products for some commercially important chlorine dioxide generators (in t/t ClO_2). It also shows that the main techniques which produce minimal by-product chlorine are the Mathieson process, the higher R-Series ClO_2 processes (e.g. R8, R10, R11) or the HP-A or SVP processes.

Table 3.2: Consumption of raw materials and by-product formation for some commercially important chlorine dioxide generators

Technique	Mathieson (¹)	HP-A	SVP-LITE, R8	SVP-SCW, R10	SVP-HP, R11 (²)	Integrated SVP Total HCl or R6
Raw materials (t/t ClO₂)						
Sodium chlorate	1.8	1.65	1.65	1.64	1.65	NA
Sulphuric acid	1.40	2.10	1	0.8	0.78–1.03 (²)	NA
Sulphur dioxide	0.8	NA	NA	NA	NA	NA
Methanol	NA	NA	0.17	0.17	NA	NA
Hydrogen peroxide	NA	0.29	NA	NA	0.29–0.32	NA
Elemental chlorine	NA	NA	NA	NA	NA	0.73
Steam	NA	NA	4.2	5.5	5.5	8
Electrical power (kWh)	80	80	130	160	130	8900
By-products (t/t ClO₂)						
Chlorine in ClO ₂ (aq)	0	0	0	0	0	0.24
Na ₃ H(SO ₄) ₂	NA	NA	1.35	NA	1.35 (²)	NA
Na ₂ SO ₄	1.20	1.10	NA	1.1	1.1 (²)	NA
H ₂ SO ₄	1.5	1.30	NA	NA	NA	NA
O ₂	NA	0.26	NA	NA	0.26	NA
NB: NA = not available (¹) Operated without the addition of salt. (²) The amount of acid consumed in the vacuum hydrogen peroxide-based processes depends on the operating conditions. These conditions also determine if Na ₃ H(SO ₄) ₂ or Na ₂ SO ₄ are formed. Source: [213, Pelin 2009]						

For most pulp mills the by-product sodium sulphate is a usable salt. It can be added to the concentrated black liquor before entering the recovery boiler and can be recovered as a cooking chemical. The sulphate from the Mathieson and HP-A processes also contains considerable amounts of sulphuric acid (H₂SO₄). It can be used for pH adjustment or in the soap acidification in the tall oil process. If the by-product salt is sodium chloride, it can be used for chlorate production. Ideally, any sodium and sulphur by-product from the generation of chlorine dioxide could be taken into the pulp mill as make-up chemicals and there would be very little or no effluent. However, if sodium or sulphur is produced in excess of the mill make-up requirements, they have to be removed from the process.

The only processes that can provide chlorine dioxide without formation of elemental chlorine are the methanol-based vacuum processes (SVP-LITE, SVP-SCW, R8, R10), the hydrogen peroxide-based processes (vacuum: SVP-HP, R11, atmospheric HP-A) and the atmospheric sulphur dioxide-based Mathieson process.

A potential problem when ClO₂ is used is the formation of chlorate. About 10 % of ClO₂ as active chlorine is converted into chlorate. This means that about 4 – 6 kg of chlorate is formed per tonne of pulp in ECF bleaching at kappa 18. Chlorate is toxic to bacteria and plankton at levels of about 3 – 4 mg/l. In addition, it inhibits the growth of brown algae, e.g. bladderwrack, at concentrations from about 20 micrograms/litre. The reason is that when N is the limiting factor for growth, algae take up chlorate, which is a known herbicide, instead of NO₃⁻. However, chlorate is a manageable issue for mills with properly designed and operated effluent treatment plants. For example, the

modern Fray Bentos mill (UPM) in Uruguay reduces the chlorate from the discharged effluent to > 99 % in the final effluent when compared to the incoming effluent from the bleach plant. Measurements from Swedish mills (*Source*: Swedish statistical data 2008) give chlorate emissions between 0.05 and 1.5 kg chlorate per tonne of ECF kraft pulp, with 0.22 kg chlorate/t ECF kraft pulp being the average.

In bleached kraft pulp mills using chlorine dioxide as a bleaching chemical, chlorine compounds from the bleach plant and the ClO₂ production are released to the atmosphere. In both the vacuum and the atmospheric processes the chlorine dioxide water is produced in the absorption tower. From there, the chlorine dioxide water is pumped to the storage tanks of the bleach plant. The tail gas is further scrubbed to avoid Cl₂ emissions. However, low concentrations of Cl₂ are measured after the scrubber and for example in ventilations from the bleach plant (see also Section 3.2.2.2).

3.1.12.2 Ozone

Ozone is produced from dry air or oxygen by the application of high voltages (10 – 20 kV) across two electrodes separated by the reactant gas. Ozone is not very stable and the yield of ozone is fairly low with a high level of unreacted oxygen expected in the product gas. Ozone is a very hazardous chemical and has strict limits for its release to atmosphere in terms of occupational health and safety. Most mills produce ozone on site, but in some cases it is supplied by outsourced equipment.

The first fibre lines producing ozone-bleached pulp are mainly from the emergence of totally chlorine free (TCF) bleaching during the 1990s. Today, 28 pulp mills, distributed in various parts of the world, producing hardwood and softwood bleached pulps, are using ozone in their bleaching process with good results with regards to product quality, and environmental and process performance. In recent years, significant progress has been made in the use of ozone, favouring on-site chemical production including complete reuse of by-products, and reducing operating costs. Concerning optimisation of on-site chemical production, the overall concept is based today on 100 % oxygen recycling since each oxygen molecule is used twice: first to produce ozone and then for other applications such oxygen delignification, white liquor oxidation and effluent treatment.

In some cases, ozone is used to reduce the chemical cost and to improve the environmental impact. It is generally applied just after oxygen delignification to finalise lignin removal before the final bleaching phases. Keeping the bleaching chemical cost low, extended ozone delignification offers the possibility to reduce the effluent to be treated since the filtrate from the ozone (Z) stage and further alkaline stages can be circulated back to the recovery boiler. Finally, whether it concerns greenfield mills, capacity expansion projects or retrofit options, ozone is frequently investigated at the initial phase of the project, giving the mill the opportunity to adopt an efficient bleaching process like those, as latest references, in operation in Portugal (Celtejo), Australia or India.

For chemical pulp bleaching, the ozone charge is generally in the range of 4 – 8 kg per tonne of pulp. Depending on the mill expectations and equipment supplier, the ozone stage can be supplied at high (HC) or medium (MC) pulp consistency. The advantages of the implementation of this technology are:

- Minimise water usage as much as possible with closure of water loops, reducing environmental impact (low or no AOX, limited COD and colour emissions) using ECF-light or TCF bleaching.
- Favour on-site chemical production including partial or complete reuse of by-products (avoid transportation, delivery and storage of dangerous chemical precursors).
- Guarantee a pulp quality at least equivalent to common standards (ECF), and providing opportunities to develop new pulp and paper grades (food contact applications as an example).

The low kappa number obtained after the Z stage together with the recycling of the Z filtrate makes it possible to minimise the bleach plant impact. For ECF, an adequate balance between ozone, chlorine dioxide and peroxide charges was found to optimise variable costs. The potential for savings is even boosted by the recycling of the off-gases.

A complete, newly designed oxygen recycling system was installed at Celtejo, Portugal. Due to this new design, the off-gas from the Z stage contains more than 85 % oxygen. The gas is recycled through a two-stage liquid ring compressor system. Several control and bypass systems guarantee the independent optimisation of each stage. Liquid oxygen is used as a back-up. The recycled oxygen is supplied to two independent operating consumers: to the Total Oxidised White Liquor (TOWL) process and to the oxygen delignification stage. The 'unconsumed' part is handled in a catalytic ozone destruction system which is considered a back-up safety system.

3.1.12.3 Other bleaching chemicals

Other bleaching chemicals are mainly brought in ready for use, e.g. hydrogen peroxide as a solution; dithionite as a solid; solutions that contain enzymes (in some mills); etc. Oxygen is mainly purchased but there are a few mills in Europe which generate oxygen on site (separation of O₂ from air). In a few pulp mills, in TCF bleaching sequences, peracetic acid is used as a bleaching chemical. Peracetic acid can also be used for ECF bleaching. For the production of peracetic acid, about 3 kWh electricity/kg of product is required.

3.2 Current consumption and emission levels

3.2.1 Overview of input/output for the production of kraft pulp

An overview of the raw material and energy input as well as the output of products, by-products and the major releases (emissions, waste, etc.) of the production of kraft pulp is presented in Figure 3.4.

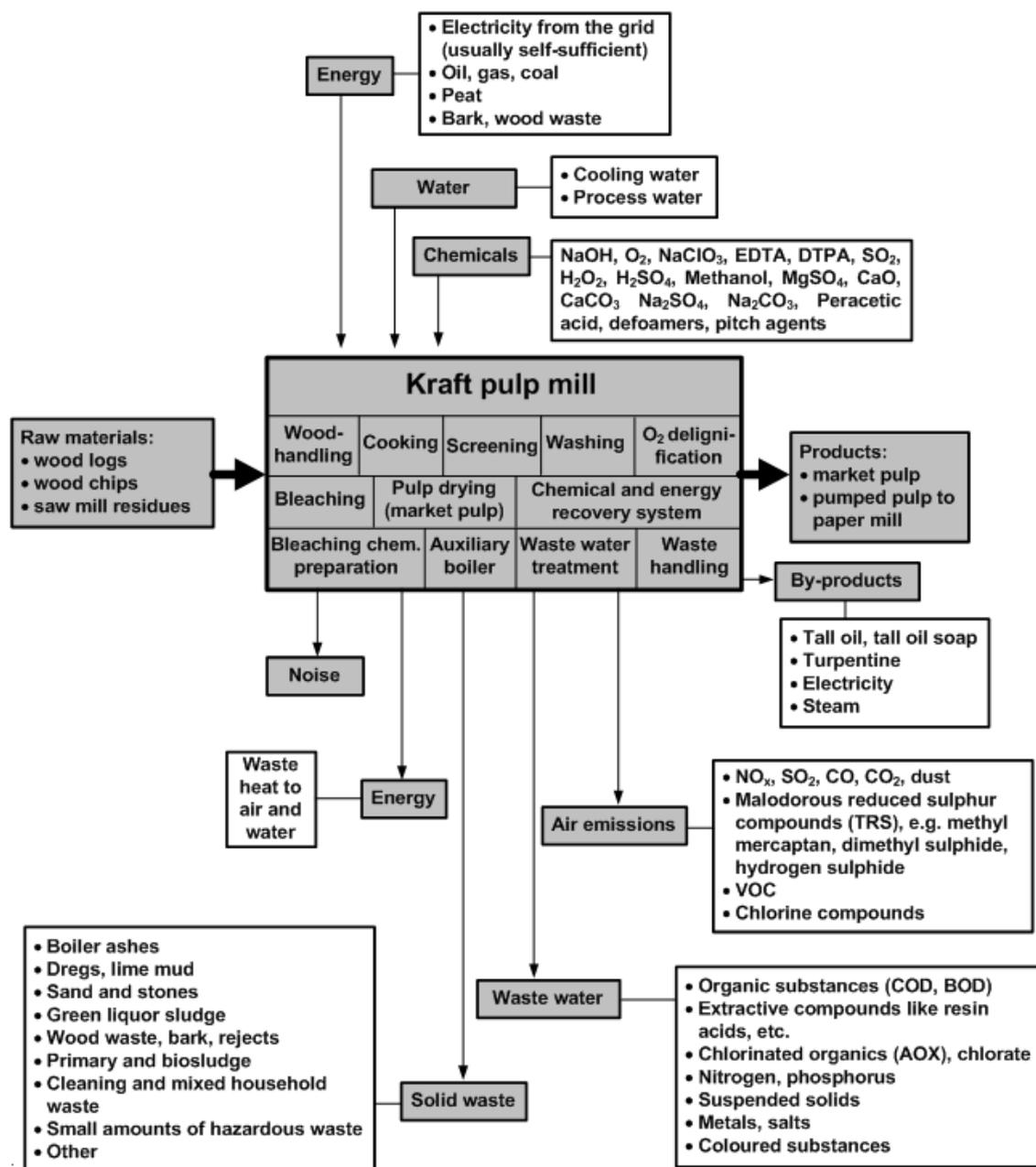


Figure 3.4: Mass stream overview of input and output of a kraft pulp mill

The use of some chemicals depends on the type of delignification and bleaching. Whether they are released to the environment depends on the process design and operation (recovery system, recirculation flows, etc.) and the waste water treatment plant.

The subsequent sections present specific consumption data, as well as specific emissions data, for individual operational units associated with kraft pulp manufacturing.

3.2.2 Consumption and emission levels arising from process units

In kraft pulping, the waste water effluents and the emissions to air including malodorous gases are the points of interest but in recent years integrated concepts for utilisation and disposal of solid waste have become an environmental issue of concern. These waste management concepts include the comprehensive and best possible material or thermal utilisation of all waste materials particularly the residues with a high content of organic matter. The aim is to reduce the amount of waste that has to be disposed of in landfills.

The most relevant consumption of raw materials and emissions to water, air and soil (waste) as well as energy aspects are discussed below covering the following aspects:

- wood consumption;
- water consumption and waste water emissions from different process units:
 - wood handling
 - condensates from evaporators
 - spillages
 - washing losses
 - bleaching
 - discharges of nutrients
 - discharges of metals;
- emissions to the atmosphere such as:
 - from the recovery boiler
 - from the lime kiln
 - from auxiliary boilers
 - malodorous gases
 - chlorine compounds from bleaching and bleaching chemical preparation;
- solid waste generation;
- consumption of chemicals;
- use of energy;
- noise.

Where data are available, emissions to water, air or soil (waste) are given before and after external treatment.

3.2.2.1 Wood consumption

All wood species can be used as raw material in the kraft pulp process. Logging and sawmill residues can also be pulped with the kraft pulp process. The use of wood and the yield for the production of bleached pulp is dependent on the selectivity in delignification and bleaching. The wood required for manufacturing 1 tonne of chemical pulp is normally between 3 m³ and 6 m³. The amount of bark is generally between 12 – 15 % by weight. The yield and amount of bark generated depend on the wood types used (see also Section 3.3.1).

3.2.2.2 Consumption of chemicals

The consumption of chemicals varies from mill to mill and is to a certain extent regarded as confidential. However, the typical consumption of the main chemicals is reported in Table 3.3.

Table 3.3: Consumption of main chemicals for bleached and unbleached kraft pulp production

Substance	Consumption for unbleached kraft pulp (kg/ADt)	Consumption for bleached kraft pulp (kg/ADt)
NaOH	10 – 20	25 – 50
O ₂	NA	5 – 25
NaClO ₃	NA	15 – 50
EDTA	NA	0 – 4
SO ₂	NA	2 – 10
H ₂ O ₂	NA	2 – 30
O ₃	NA	0 – 5
MgSO ₄	NA	0 – 3
CaO	5 – 10	5 – 10

NB: All chemical consumption values are expressed as 100 % effective chemicals and not as commercial solutions containing various amounts of water.
NA = not available
Source: [14, CEPI 1997].

The main purposes of the chemicals mentioned are indicated below.

- Magnesium sulphate is added at the rate of 0 – 2 kg MgSO₄/ADt for hardwood or 2 – 3 kg MgSO₄/ADt for softwood in order to preserve the strength of the pulp in oxygen delignification.
- The consumption of oxygen for delignification is 12 – 15 kg/ADt for hardwood pulp and 20 - 25 kg/ADt for softwood pulp.
- The alkali consumption is 12 – 15 kg NaOH/ADt for hardwood and 20 – 25 kg NaOH/ADt for softwood [1, Finnish BAT Report 1997].
- Chelating agents like EDTA and DTPA are used to remove the metals in hydrogen peroxide bleaching sequences in order to prevent the decomposition of the hydrogen peroxide. Emissions of chelating agents might affect the distribution of the metals in the receiving water body and in the organisms living there. Moreover, the use of chelating agents causes emission of nitrogen, the amount of which depends on the amount of agent used.

Under stable running conditions, it is a fundamental physical rule that any substance entering a mill also exits the mill. In kraft pulp mills using NaOH and Na₂S as the main cooking chemicals the input and output of sodium and sulphur have to be controlled and balanced. The requirement for reduced emissions of sulphur dioxide from mills implies that preferably less sulphur should enter the mill or that sulphur has to be discharged as a less harmful substance (for example as sulphate). The main sources of sulphur are listed in Table 3.4.

Table 3.4: Typical sulphur inputs to a bleached kraft pulp mill

Source	Amount of sulphur [kg S/ADt]
Wood, water, chemicals	0.3 – 0.5
Fuel oil to lime kiln and recovery boiler	1.0 – 2.0
Tall oil production	2.0 – 3.0 ⁽¹⁾
Chlorine dioxide generation	0 – 15 ⁽²⁾
Magnesium sulphate for oxygen stage	0 – 0.8
Total	3.5 – 25.5

⁽¹⁾ Often spent acid from chlorine dioxide production can be used.
⁽²⁾ Depending on the type of process and valid for a mill using up to 40 kg/ADt of chlorine dioxide expressed as active chlorine.
Source: [127, SEPA report 1992]

The sulphur emissions to air from process point and non-point sources of kraft mills can be approximated as 0.2 – 0.4 kg S/ADt. Losses of sulphur in water effluents can be estimated to correspond to 2 kg S/ADt [127, SEPA report 1992]. Thus, the total losses of sulphur from a pulp

mill would be around 2.3 kg S/ADt. A comparison with the intake of sulphur when operating with a high proportion of chlorine dioxide in bleaching shows that a high amount of sulphur may have to be discharged or disposed of as neutral salts (e.g. Na₂SO₄). However, this will simultaneously cause sodium losses that need to be compensated for by more expensive sulphur-free sodium make-up chemicals. To determine the correct chemical consumption levels, the chemical balances have to be worked out on a case-by-case basis for each mill and each process.

3.2.2.3 Energy consumption

Most of the heat energy is consumed for heating different fluids and for evaporating water. Heat energy is also used to accelerate or control chemical reactions. Electrical energy is mostly consumed for the transportation of materials (pumping) and for the operation of the paper machine (only in integrated pulp mills).

The manufacturing of bleached kraft pulp consumes about 10 – 14 GJ/ADt of heat energy (excluding steam for the production of electrical power). The consumption of electrical energy is 600 – 800 kWh/ADt, including the drying of pulp. The energy consumption for pulp drying is about 25 % of the heat energy and 15 – 20 % of the electrical energy. Over 50 % of the electrical energy consumption is used for pumping.

The trend today is to decrease power consumption and increase power production, and now the pulp and paper industry power plants tend to be equipped with a small condensing tail to their back-pressure turbine. Modern pulp mills in particular are more than self-sufficient and surplus power has become a sales commodity with a good profit margin due to increased power prices.

Table 3.5 shows the heat and power balance for a typical modern kraft pulp mill and an integrated pulp and paper mill.

Table 3.5: Heat and power balance for typical modern market pulp mill and an integrated pulp and paper mill

Mill type	Units	Non-integrated bark-fired pulp mill	Fully integrated bark-fired pulp and paper mill
Heat generation			
Black liquor	GJ/t pulp	18.0	18.0
Bark and wood waste	GJ/t pulp	4.2	4.2
Heat consumption			
Pulp mill process	GJ/t pulp	11.0	8.5
Paper mill process	GJ/t paper	-	6.0
Back-pressure power	GJ/t pulp	3.0	4.0
Condensing power	GJ/t pulp	8.2	3.5
Power generation			
Back-pressure power	kWh/t pulp	820	1 150
Condensing power	kWh/t pulp	800	340
Total	kWh/t pulp	1 620	1 490
Power consumption			
Pulp mill process	kWh/t pulp	700	550
Paper process	kWh/t paper	-	650
Power to grid			
	kWh/t pulp	920	290

Source: J.Suutela, Pöyry Finland Oy

Table 3.5 shows how a market kraft pulp mill and an integrated pulp and paper mill can generate large amounts of electrical energy for other consumers outside the pulp and paper industry sector. This is the case when a mill needs energy as heat rather than electricity.

Chemical pulp mills are on the one hand energy-intensive installations that consume high amounts of energy but which at the same time produce steam and electrical power on site by use of

regenerative fuels (see Table 3.5). Modern non-integrated kraft pulp mills are energy self-sufficient mainly because of efficient energy recovery by burning 50 % of the incoming wood in the recovery boiler (strong black liquor) and the use of bark as fuel. Furthermore, secondary energy from different process steps can be recovered as warm and hot water (40–80 °C). Fossil fuels are mainly used as support fuel, in the lime kiln and in the odorous gas treatment. Some mills reduce the need for fossil fuels for the lime kiln by using biomass-based fuels such as powdered bark, gas from bark gasifiers, methanol or tall oil for lime reburning.

The conventional power plant configuration in a non-integrated kraft pulp mill is a recovery boiler and a bark boiler feeding a back-pressure turbine with intermediate steam tapping and, possibly, condensing. The recovery boiler acts as a power station where the strong black liquor is burnt and the heat generated is utilised for the generation of high-pressure, superheated steam. Part of the energy content in the high-pressure steam is utilised for generating power in a back-pressure turbine. Medium-pressure steam extracted from the turbine and low-pressure exit steam are utilised for covering the heat energy demand in the kraft pulp process.

Malodorous gases are collected and burnt. Burning diluted NCG generates no/little net energy and they are mainly burnt for environmental protection reasons and to avoid unpleasant odours in the neighbourhood and for workers. Concentrated NCG (CNCG) have a heat content of 50 – 200 MJ/ADt and can replace up to 15 – 20 % of the fuel oil used in the lime reburning kiln.

In an integrated pulp and paper mill, the excess heat produced by the pulp mill is often not sufficient to cover the energy consumption of the paper production. The additional demand for heat has to be produced in wood/bark boilers and auxiliary boilers. Fossil fuel is used as support fuel in bark and sludge boilers and as the main fuel in auxiliary boilers as well.

Peaks in energy consumption are often satisfied by using smaller boilers fed with fossil fuel. Combined heat and power (CHP) plants based on a gas turbine in combination with a steam boiler and steam turbine are very efficient and many installations have been built in Europe.

Some additional figures on the energy consumption of the individual process stages of pulp mills are given below.

- De-icing will consume about 30 MJ of heat as hot water or steam per m³ of wood processed.
- The total energy consumption in debarking is 7 – 10 kWh/m³ of wood [[1, Finnish BAT Report 1997](#)].
- The energy consumption of a bark press is about 5 kWh/ADt of bark with an initial dryness of about 35 % and the increase in heat generation is about 2 GJ/ADt or 45 % if the dryness increases from about 35 % to 45 %.
- The energy for pulp drying (only market pulp) can be of the order of 3 GJ/ADt of pulp or some 25 % of the total heat requirement for a kraft pulp mill and 15 – 20 % of the electrical energy.
- The average electrical energy consumption in the manufacture of bleaching chemicals is presented in Table 3.6.

Table 3.6: Average electrical energy consumption in the manufacture of bleaching chemicals

Chemical and (bleaching stage code)	Electrical energy consumption [kWh/kg chemical]
Chlorine dioxide (D)	10
Oxygen (O)	0.4
Ozone (Z)	10
Peroxide (P)	3.5
Alkali (E)	1.6

Source: [1, Finnish BAT Report 1997]

3.2.2.4 Water consumption and waste water flow

The waste water flow of bleached kraft pulp mills vary between 20 and 90 m³/ADt as shown in Figure 3.5 and for unbleached kraft pulp mills between 14 and 80 m³/ADt as shown in Figure 3.6.

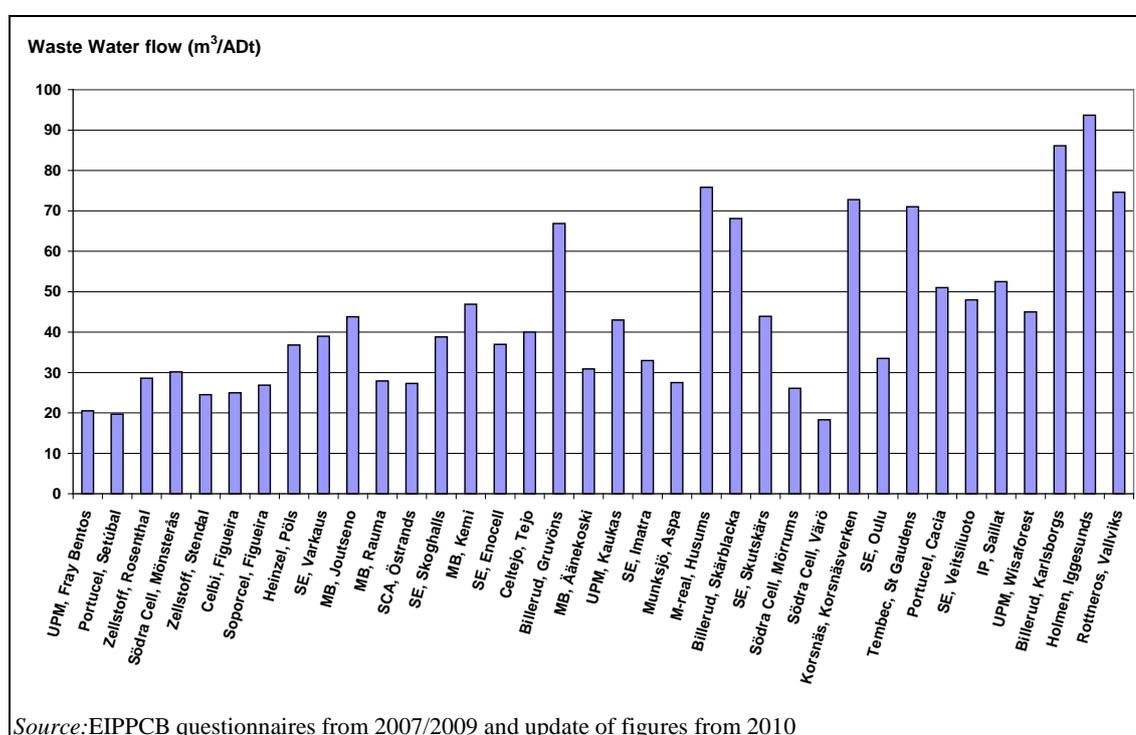


Figure 3.5: Specific waste water flow of bleached kraft pulp mills

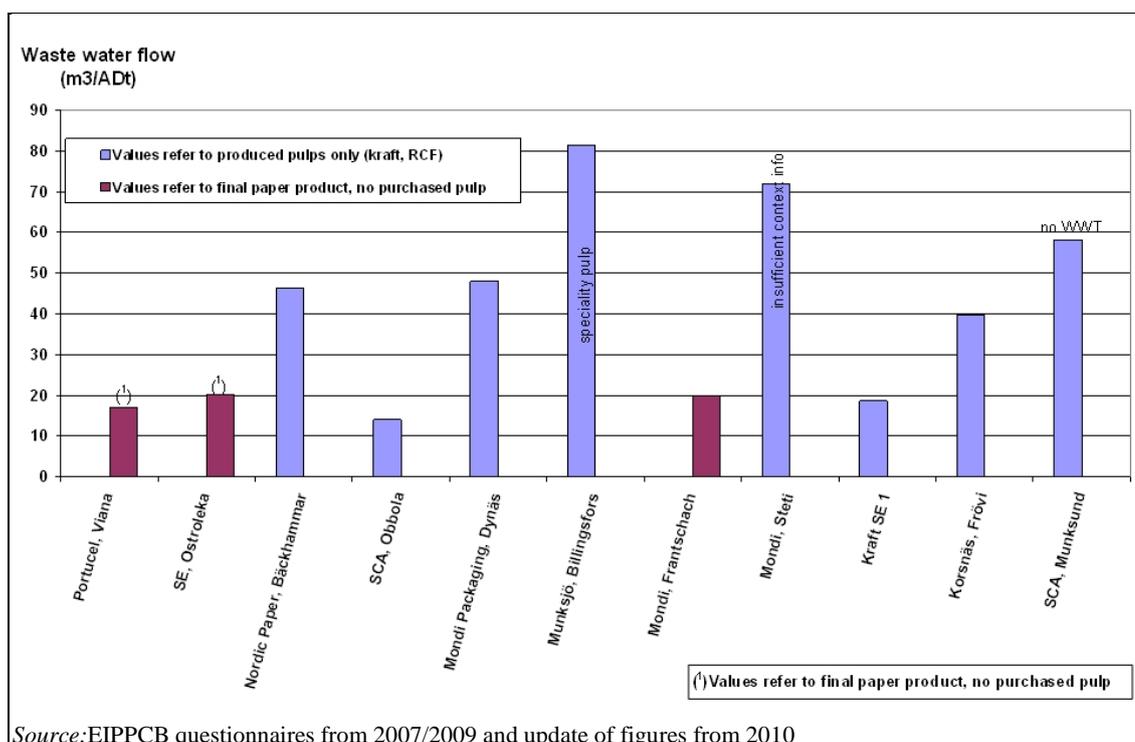


Figure 3.6: Specific waste water flow of unbleached kraft pulp mills

Water consumption can be reduced in a pulp and paper mill by increasing internal water recirculation. In a kraft pulp mill, it can be achieved for example by changing wet debarking to dry debarking, by changing over to more efficient washing equipment, by recycling alkaline bleach filtrate or filtrates from ozone bleaching, by using the condensates from evaporation and by closing the screen room with respect to water.

There is a difference in water management between integrated and non-integrated pulp mills. In an integrated mill, the pumpable pulp comes from the pulp process to the papermaking process. The pulp consistency depends on the dewatering device between the pulp and paper mill. Waste water from pulping and from papermaking is often treated in one single treatment plant. However, separate treatment plants are also used at integrated mills. In non-integrated pulp mills, the market pulp is dewatered and dried.

The volume of water used is closely linked to the waste water load discharged from the mill. The pollution depends mainly on the design and operation of the processes that cause most of the discharges and on the degree of closure of the mill. The main sources of waste water and the corresponding load of pollutants are discussed below.

3.2.2.5 Emissions to water

As shown in Figure 3.7, emissions to water from a kraft pulp mill originate from different process stages. They also include accidental spills.

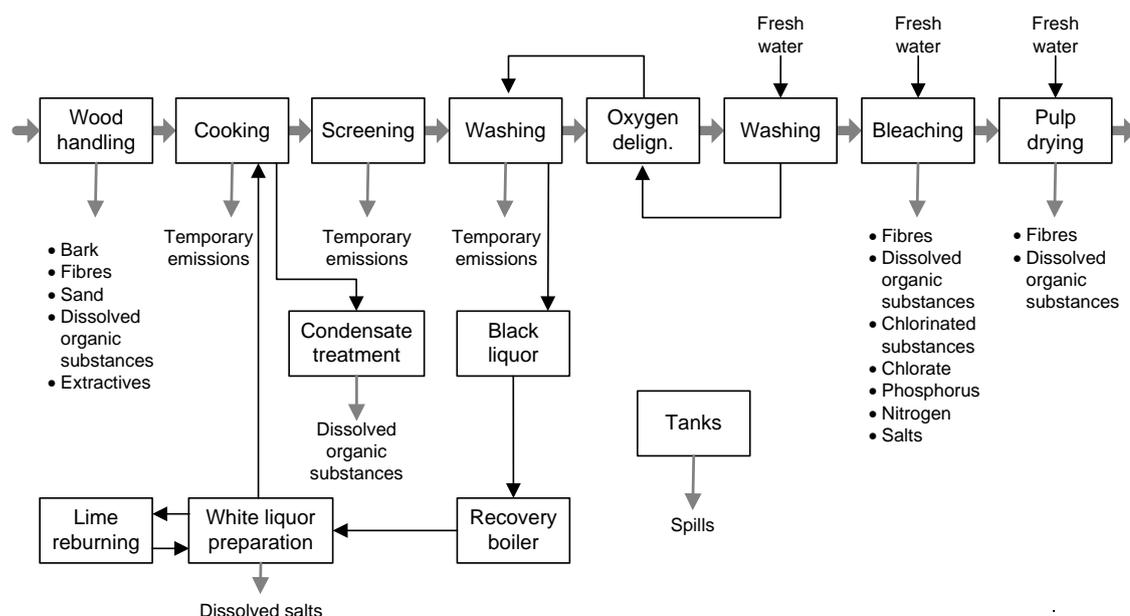


Figure 3.7: Emissions to water from a kraft pulp mill

Emissions to water are dominated by oxygen-consuming organic substances, which are measured as COD and BOD and/or TOC. Effluent from the bleach plant, where bleaching chemicals containing chlorine are used, contains organically bound chlorine compounds, measured as AOX, and chlorate. Some compounds discharged from mills show toxic effects on aquatic organisms when untreated. Emissions of coloured substances may affect the living species in the recipient negatively, since the water transparency is decreased. Emissions of nutrients (nitrogen and phosphorus) have a negative impact due to eutrophication. In lower concentrations, individual metals extracted from the wood can be detected in the effluents.

3.2.2.5.1 Waste water from different process steps

Waste water from wood handling

The major source of pollution in wood handling is the debarking plant. Storm water run-off from the wood yard might also be polluted. The debarking plant uses water and creates an effluent containing nutrients, fibres and oxygen-consuming organic compounds like resin acids, fatty acids, etc. that are toxic to aquatic life before treatment. Biological treatment has proven to be very efficient in eliminating toxicity. In a change from wet to dry debarking, water consumption and discharges are reduced significantly (see Table 3.7). In wet debarking 0.6 – 2 m³ of water is used per solid m³ of wood. Dry debarking still uses 0.1 – 0.5 m³ water per m³ of wood to wash the logs and some organics are dissolved but to a lesser extent compared to wet debarking. Spans in pollution load in debarking effluents are given in Table 3.7 below.

Table 3.7: Pollution load of debarking effluent before biological treatment

Debarking technique	Effluent volume m ³ /m ³ wood	kg BOD ₅ /m ³ wood	kg COD/m ³ wood	g Tot-P/m ³ wood
Wet debarking and press	0.6 – 2	0.9 – 2.6	4 – 6	5 – 7
Dry debarking and press	0.1 – 0.5	0.1 – 0.4	0.2 – 2	2 – 4

NB: BOD₇ has been converted into BOD₅ by use of the formula BOD₇/1.16 = BOD₅ proposed within the same report.
Source: [1, Finnish BAT Report 1997]

Bark is normally 35 – 45 % solid content (dryness) on the tree. After normal wet or dry debarking, the bark is about 30 – 35 % dryness. The dryness of the removed bark is only marginally

influenced by the debarking technique. This is because dry debarking means that water is recycled not that water is not used. The dryness of the bark can be increased to 40 – 45 % in a bark press but then there is an additional press effluent to consider. Bark press effluent is toxic and high in COD (20 – 60 kg COD/m³). It could be dealt with by feeding it to the digester with the chips for subsequent evaporation and burning of the concentrate in the recovery boiler. Pressing of the bark improves the heat generation. A few mills run a bark and sludge dryer that further improves the heating value.

During the winter in northern countries, frozen logs must be thawed before debarking. In wet debarking, this can be done in the debarking drum with hot water or steam. Dry debarking plants use special de-icing conveyors before the debarking drum. At any given installation the water consumption and discharges from dry debarking will increase and will then be in the middle to upper range given in the above table.

Condensates from cooking and evaporation

Condensates originate from the process vapours from digesters and the evaporation plant. About 8 – 10 m³/ADt of total condensates are formed with an organic load of about 20 – 30 kg COD/ADt or 7 – 10 kg BOD₅/ADt. The COD is mainly methanol (5 – 10 kg/ADt) with some ethanol and a number of organic sulphuric compounds (1 – 2 kg TRS/ADt), 1 – 2 kg turpentine and inorganic nitrous compounds. Furthermore, foul condensate contains ketones, terpenes, phenolics, resin and fatty acids and various dissolved gases. A large proportion of nitrogen discharged from a kraft pulp mill is contained in the condensates.

About 1 m³ of condensate per tonne of pulp has a COD concentration of 10 – 20 kg COD/m³. The level is higher in condensates from hardwood pulp than from softwood. These strong condensates are normally treated in a stripper where the removal efficiency for most compounds is over 90 % depending on the pH. Stripping systems usually remove malodorous gases (TRS) and COD-contributing substances at the same time. Stripped condensates after treatment can be 1 – 1.5 kg COD/m³ of condensate. Normally about 0.2 tonnes of steam/tonne of condensate is fed to the stripper column. Energy-saving techniques enable the steam consumption to be lowered from 0.2 t steam/t of condensate down to 0.02 – 0.04 t steam/t of condensate. The stripped gases are either incinerated in a dedicated burner with subsequent SO₂ scrubbing or burnt in the lime kiln.

About 7 – 9 m³ of weaker condensates are formed with an organic load that ranges from 0.5 to 2 kg COD/m³ containing a total of about 8 – 12 kg of COD/ADt of pulp. These condensates are free of metals and therefore particularly useful for washing in the bleach plant when aiming at closing up this part of the process. They can also be reused as scrubbing liquor for lime kilns or as white liquor make-up water. This means that some condensates will be used in closed parts of the process and not discharged to waste water. Other condensates will be used in open parts, e.g. in the bleach plant, and end up in the effluent together with those condensates which are not reused but discharged directly. Measured as COD, the total discharge of condensates to effluent is normally about 4 – 8 kg COD/ADt and is mostly readily biodegradable.

Alternatively, moderately contaminated condensates can be stripped in a system linked to the evaporation plant thereby affecting treatment without any substantial additional use of energy. In this way, the total COD load before any reuse is reduced to about 5 kg COD/ADt, a reduction of about 50 % compared to only treating the most contaminated condensates.

Spills from different process stages

Spillage of fibres and black liquor occurs in the digestion plant, screening plant, and during washing. There are also spillages from the evaporation plant and from tanks. The spillage of white liquor, weak liquor, lime, etc. occurs during causticising. Most spills can be collected and recycled if adequate buffer volumes are used and appropriate procedures are employed. Leakage from mechanical components such as pumps can be limited, e.g. by choosing the right seals.

The conductivity or the fibre content of individual outflows of waste water are normally checked in order to decide which spilled liquids are recycled to the process and which are directed to waste. Improved collection of spillages can be achieved if clean water, such as cooling and sealing water,

is piped off separately. The remaining spillage water can then be more easily recycled into the appropriate part of the process.

Measured as COD, discharge of organic matters in spills is normally between 2 and 10 kg COD/ADt. The lower figure is achieved using sufficiently large buffer volumes and proper supervision procedures. It should in principle be possible to reduce discharges of spills to zero if clean cooling and sealing waters are piped off separately, sufficient buffer volumes are in place and good housekeeping is practised. Improved collection of spillages not only reduces discharges to water but also allows the reuse of valuable resources like chemicals and fibres.

Black liquor residues (washing losses) from the handling of unbleached pulp

Pulp washing efficiency in chemical pulping relates initially to recovering as much as possible of the cooking chemicals and dissolved organic substances. Press washing at the final stage can reduce the amount of water from 6 – 10 m³/ADt to 2 – 3 m³/ADt, thereby increasing the amount of chemicals and contaminants burnt in the recovery boiler. The reduction of contaminants in the pulp is however less than the reduction of flow indicates. Washing is not 100 % efficient so a certain amount of chemicals and pollutants are transported with the pulp to the bleaching stage where they consume bleaching chemicals and enter the effluent.

Standardised methods exist for measuring this carry-over, which is often denoted by the term 'washing loss' and was originally measured as kg sodium sulphate per tonne of pulp. In 2013, the washing loss is normally measured as COD. Washing losses are currently typically 5 – 10 kg COD/ADt for softwood and 7 – 12 kg of COD/ADt for hardwood.

Discharges from the bleach plant

The bleach plant is the most important point of discharge of pollutants to water in a pulp mill. If the bleach plant can be entirely or partly closed, this would result in substantial further reductions in discharges to water of organic substances, nutrients and metals. Typical figures for waste water quantities from a bleach plant are around 25 m³/ADt. Many mills have tried to increase the degree of closure of the bleach plant by reducing the water volume. Partial closure of the bleach plant is currently achieved at both ECF and TCF plants. Compared to open bleach plants, the reduction in COD load has been 25 – 50 % and the reduction in flow has been even greater, down to approximately 12 m³/ADt compared to the more normal 25 m³/ADt.

The emissions from the bleach plant depend on a number of factors: the degree of delignification achieved before the pulp enters the bleach plant, the washing loss, the bleaching sequences chosen and bleaching chemicals used, the type of wood, the final brightness of the bleached pulp to be attained and the degree of closure of the bleach plant.

In Table 3.8 examples showing the interrelation between wood type, techniques and degree of delignification before the bleach plant, and COD generated during bleaching are compiled. The kappa numbers are based on values currently attained on a commercial scale using various delignification techniques. The calculation for the discharge of residual lignin in kg COD/ADt assumes a discharge of approximately 2 kg COD per kappa unit and a pulp to be bleached to full brightness. However, where the kappa number is less than 10, the discharge of COD is closer to 1.5 kg per kappa unit.

Table 3.8: Examples of the interrelation between wood type, techniques and degree of delignification before the bleach plant and COD generated during bleaching

Cooking method	O ₂ delignification/ ozone bleaching	Hardwood pulp		Softwood pulp	
		Kappa number into bleach plant	COD [kg/ADt]	Kappa number into bleach plant	COD [kg/ADt]
Conventional cooking	–	18	38	30	63
Conventional cooking	O ₂ delignification	13	27	15	32
Modified cooking	–	16	34	20	42
Modified cooking	O ₂ delignification	10	15	12	25
Further modified cooking	–	13	26	15	30
Further modified cooking	O ₂ delignification	10	15	10	15

Source: [109, PARCOM 1994]

For delignification stages, where it is possible to recirculate the filtrate for brown stock washing (O₂, O₃ delignification, acidic stages), the kappa number to be considered is the kappa number achieved after this stage using the same COD/kappa number relationship mentioned before.

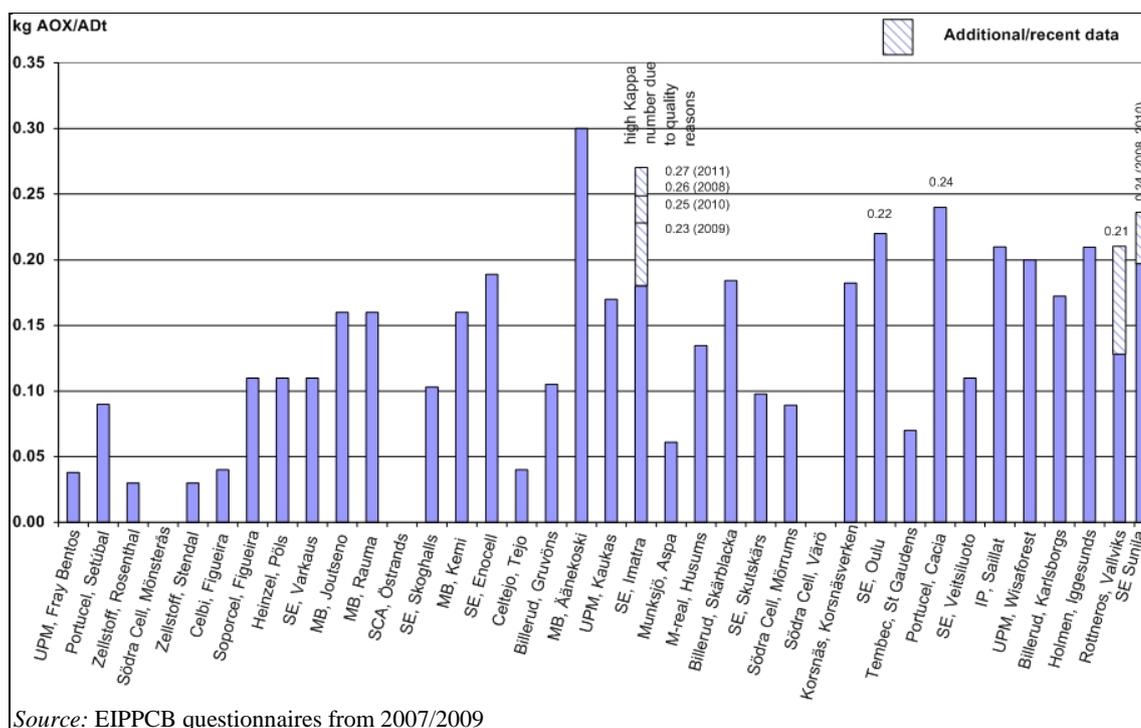
If only partial recirculation of delignification stage or middle bleaching stage filtrate is performed, the COD contribution must be assessed on a case-by-case basis because it is highly dependent on the effectively recirculated flows and the specific COD charge of the stage considered.

3.2.2.5.2 Main parameters and emission levels

Adsorbable organically bound halogens (AOX)

In Europe, mills stopped the use of molecular chlorine for the bleaching of pulp and, to date (2013), most pulp is bleached with chlorine dioxide bleaching sequences. Following market demands, some mills have completely eliminated the use of bleaching chemicals that contain chlorinated compounds by combining oxygen delignification with an ozone stage and/or a peroxide stage (TCF pulp). Peracetic acid (Paa) can also be used in TCF bleaching (see Section 3.3.7).

The discharge of adsorbable organically bound halogens, measured as AOX, depends on the kappa number achieved before the pulp enters the bleach plant, the chlorine dioxide charge applied in bleaching, the bleaching sequences including washing and water recirculation, and the effluent treatment. Pulp that enter the bleach plant with low kappa numbers require less bleaching chemicals, i.e. in ECF bleaching a lower ClO₂ charge resulting in lower AOX emissions. Figure 3.8 shows the yearly average specific AOX emissions of bleached kraft pulp mills at the point of discharge, i.e. after waste water treatment. Values vary between undetectable and 0.3 kg AOX/ADt of bleached pulp.



Source: EIPPCB questionnaires from 2007/2009
 Figure 3.8: Specific AOX emissions from bleached kraft pulp mills

The short-term values reported for AOX emissions, both for bleached and unbleached kraft pulp, are shown in Figure 3.9.

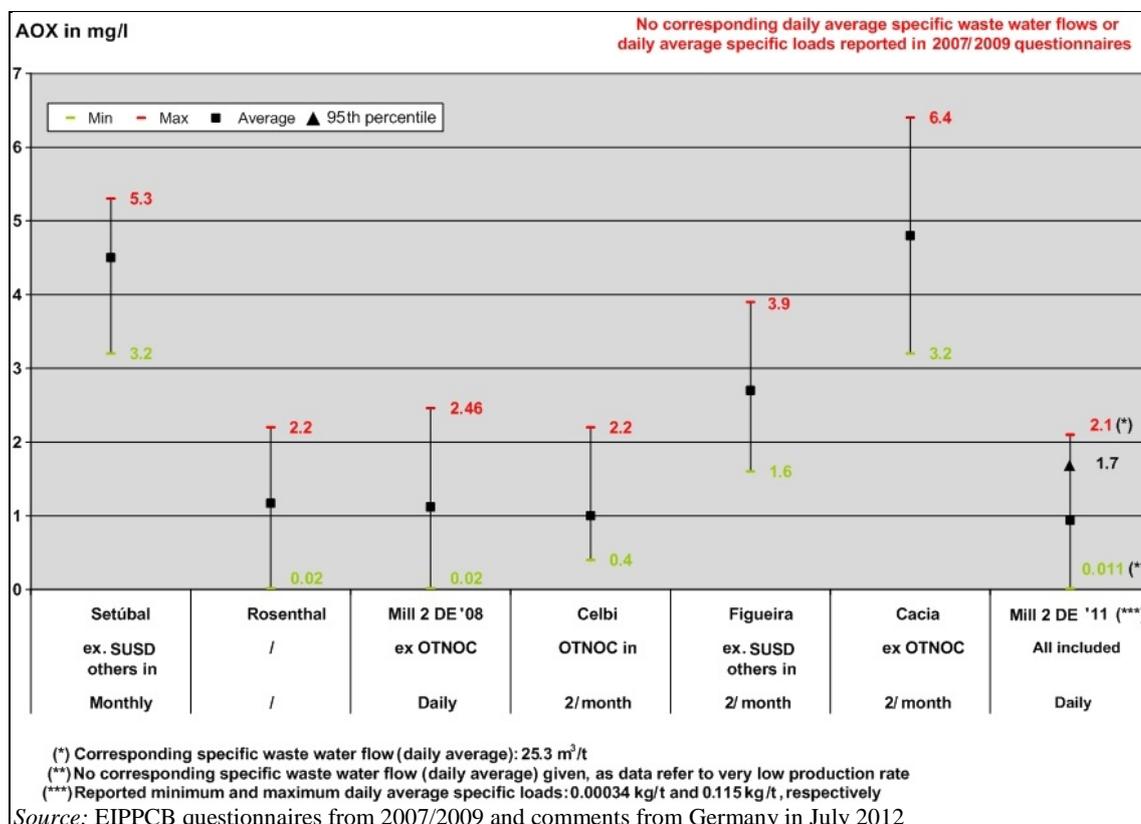


Figure 3.9: Short-term averages of AOX emissions from bleached kraft pulp mills

Chelating agents (EDTA/DTPA)

Modern bleaching sequences often include peroxide bleaching stages that require a removal of the metals (such as manganese, iron, copper ions) from the pulp due to their decomposing effect on peroxide. The removal of metals is usually carried out by a chelating treatment or an acid wash of the pulps. Chelating agents such as EDTA or DTPA are poorly biodegradable under normal conditions. Some mills have noticed that chelating agents are partly eliminated in their biological treatment plants. There is also a possibility to dose some of the chelating agent in the closed part of the mill and thus lower the emissions from the bleach plant. Few measurements were available. The concentration of EDTA in the waste water effluent from one modern mill manufacturing ECF before biological waste water treatment was reported as 50 mg /l as an average of 12 measurements (24-hour composite sample) during the year (variations between 34 mg/l and 63 mg/l).

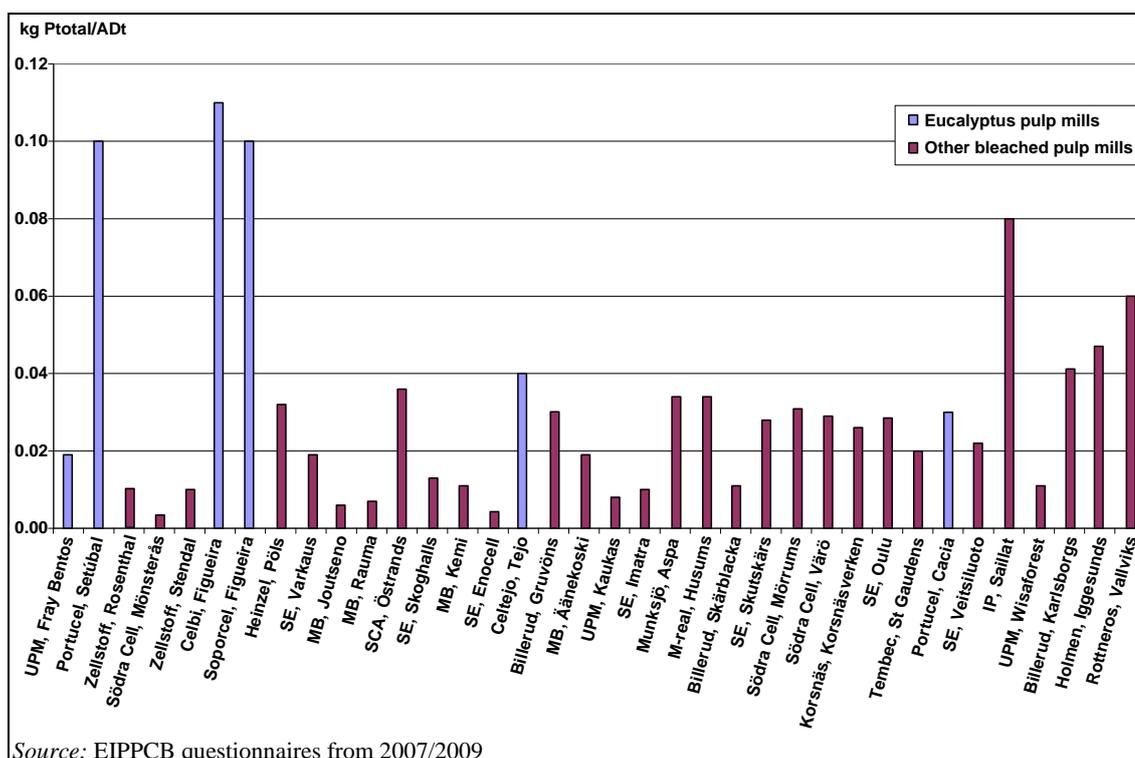
Organic substances (COD or TOC)

The specific emissions of organic substances from modern softwood and from hardwood are similar; only eucalyptus pulp mills may achieve slightly lower emissions. The main processes and events that contribute to the organic discharge from the mills are wood handling, condensates, spillages, washing losses and the bleach plant, which is the main contributor. The lowest total discharges of bleached kraft pulp mills before biological treatment are approximately 25 – 30 kg COD/ADt for softwood and 17 – 20 kg COD/ADt for bleached kraft eucalyptus. Specific COD emissions achieved after biological treatment are given in Section 3.2.2.5.3.

Discharges of nutrients (nitrogen and phosphorus)

Nutrients originate mainly from the wood although biological effluent treatment may require the addition of nutrients if deficient. Studies at kraft pulp mills have shown that nitrogen discharges principally derive from the unbleached part of the process, whereas phosphorus discharges come from the bleach plant.

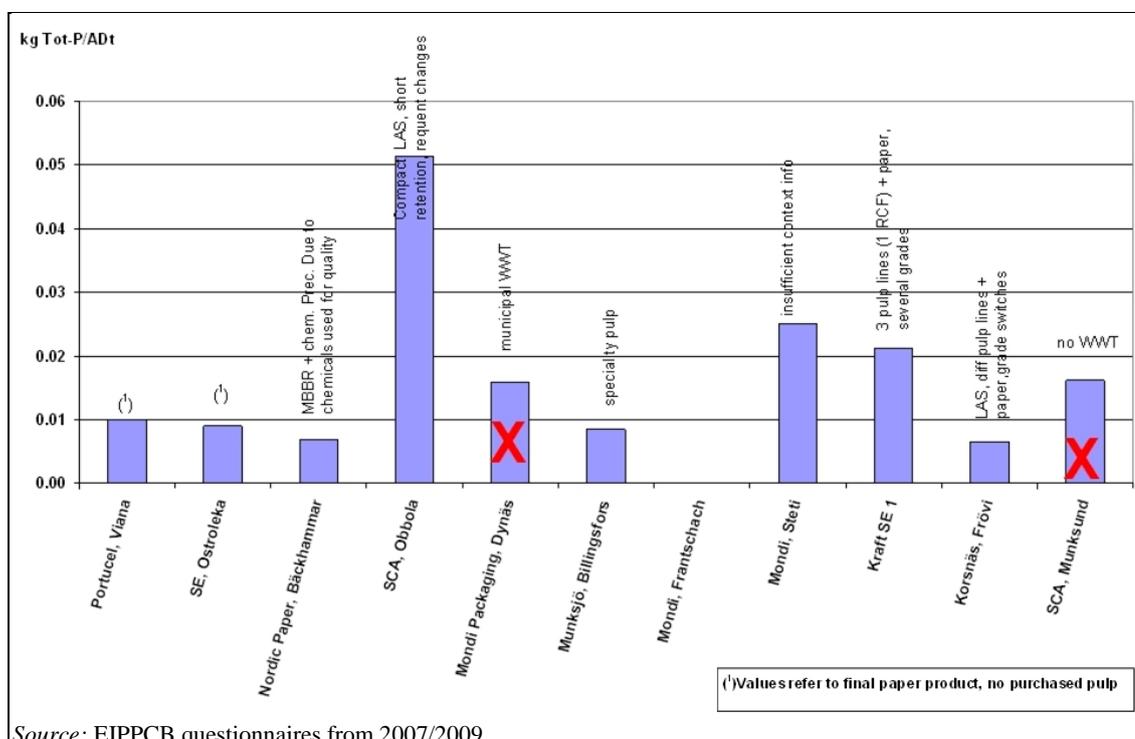
The prospects for reducing nutrient discharges from the process are mainly dependent on the possibilities of further processing the condensate and further delignifying the pulp in the closed part of the process. Figure 3.10 shows the yearly average specific emissions of total phosphorus (tot-P) for bleached kraft pulp mills after biological waste water treatment. Emissions vary between 0.003 and 0.08 kg tot-P/ADt, with the majority of mills achieving values below or well below 0.04 kg tot-P/ADt, and a few eucalyptus pulp mills discharging phosphorus emissions of up to 0.12 kg tot-P/ADt. Wood from Iberian eucalyptus stands contains higher levels of phosphorus compared to other forest species used for pulp production in Europe and elsewhere. Even though no phosphorus is added as a nutrient in a biological treatment plant, the level in discharged effluents is much higher compared to other production sites using non-eucalypt forest species. This is the case assuming that no flocculants are added for phosphorus removal. For eucalyptus pulp mills using wood from regions with higher levels of phosphorus, the average level discharged with the effluent is up to 0.12 kg tot-P/ADt.



Source: EIPPCB questionnaires from 2007/2009

Figure 3.10: Specific emissions of total phosphorus from bleached kraft pulp mills

Specific yearly average emissions of total phosphorus (tot-P) for unbleached kraft pulp mills after biological waste water treatment are shown in Figure 3.11.



Source: EIPPCB questionnaires from 2007/2009

Figure 3.11: Specific emissions of total phosphorus from unbleached kraft pulp mills

Phosphorus emissions from unbleached pulp production are generally lower than from bleached pulp mills and vary between close to zero and 0.025 kg tot-P/ADt, with one exception discharging phosphorus emissions of 0.05 kg tot-P/ADt.

The short-term values reported for tot-P emissions, both for bleached and unbleached kraft pulp, are shown in Figure 3.12.

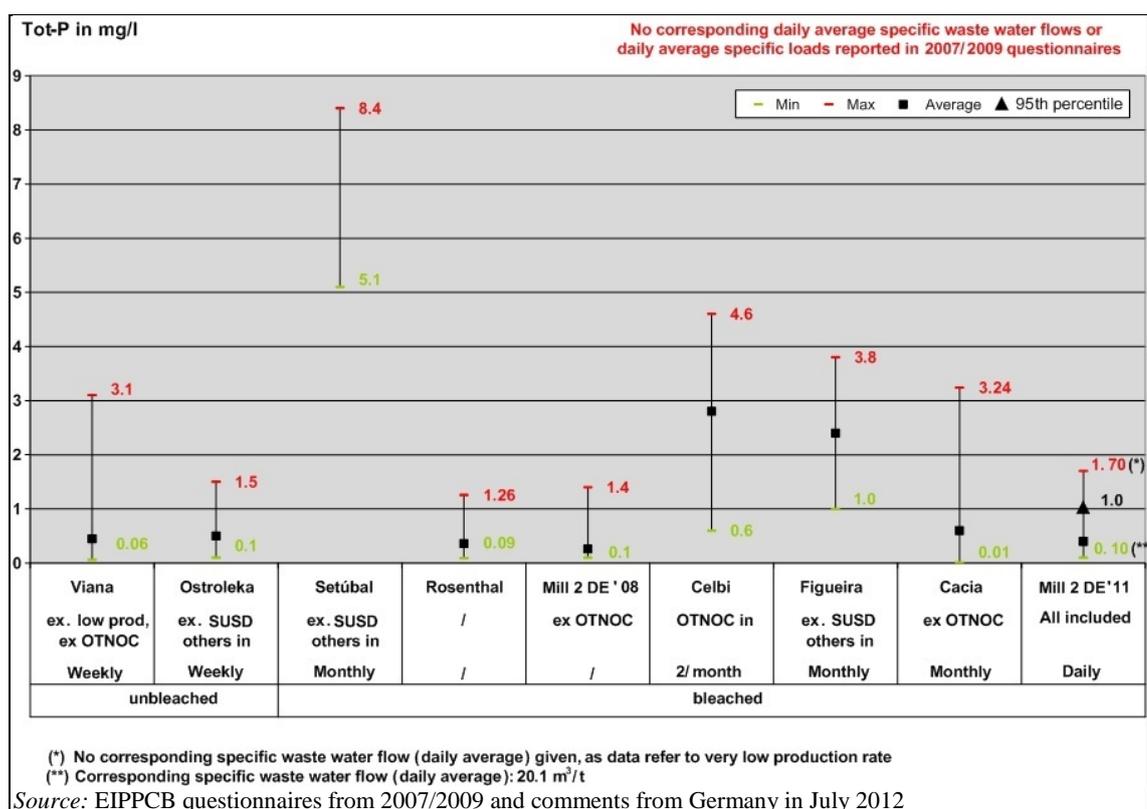


Figure 3.12: Short-term averages of tot-P emissions from bleached and unbleached kraft pulp mills

Specific yearly average emissions of total nitrogen (TN_b) for bleached and unbleached kraft pulp mills after biological waste water treatment are shown Figure 3.13 and Figure 3.14.

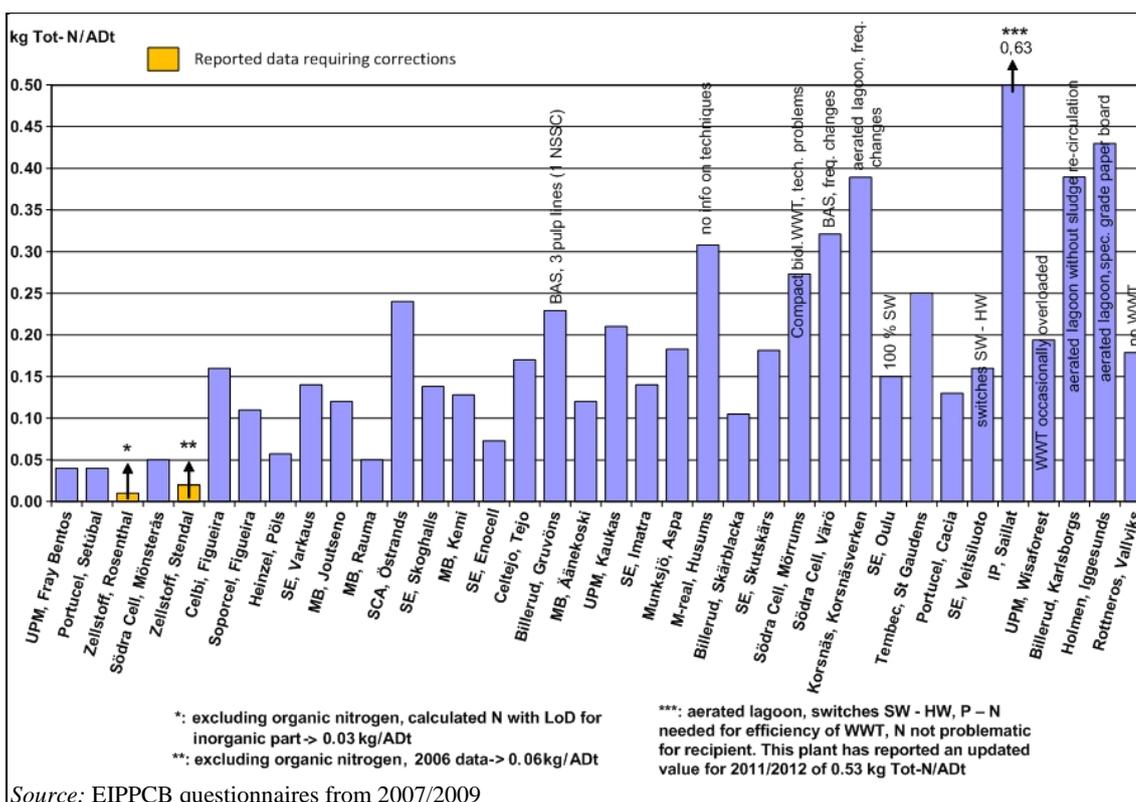


Figure 3.13: Specific emissions of total nitrogen from bleached kraft pulp mills

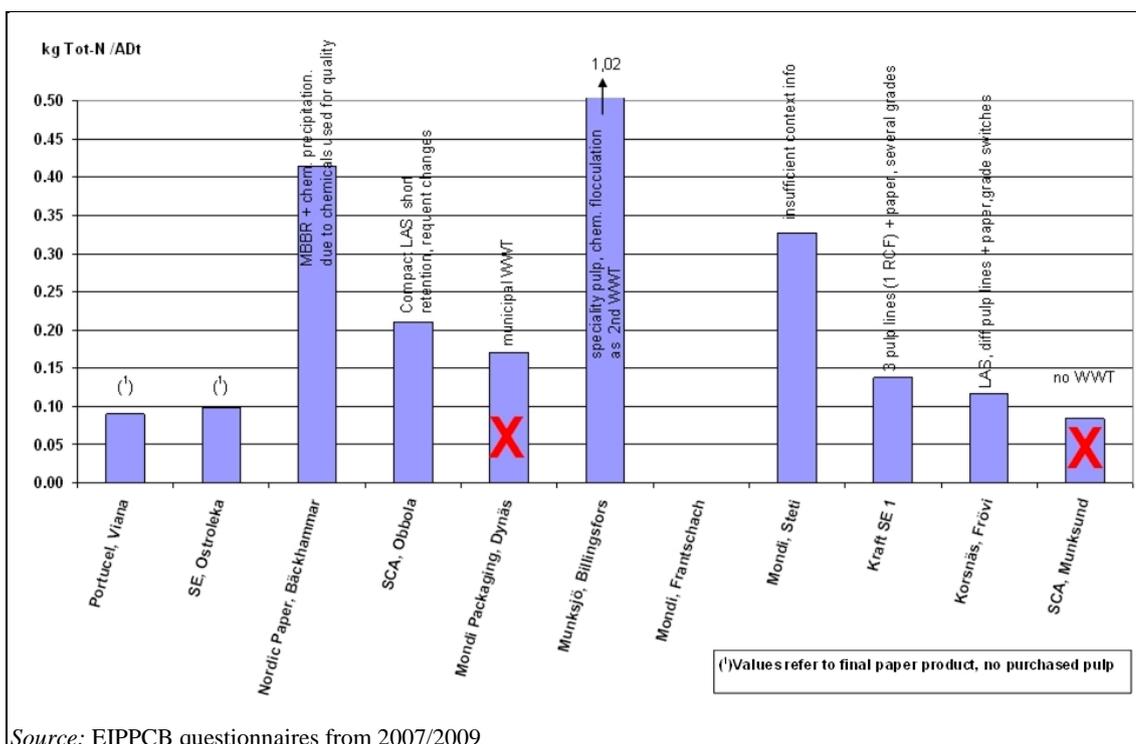


Figure 3.14: Specific emissions of total nitrogen from unbleached kraft pulp mills

As illustrated, specific nitrogen discharges vary between 0.01 kg N/ADt and 0.4 kg N/ADt with one emission value reaching 0.63 kg N/ADt. Unbleached and bleached pulp mills have similar specific nitrogen emissions (with the exception of one mill that reaches specific total nitrogen emissions of 1 kg N/ADt). Analysis of emissions data for nutrients and organic substances have confirmed that the reduction of COD and nutrients can be achieved simultaneously.

The short-term values reported for tot-N emissions, both for bleached and unbleached kraft pulp, are shown in Figure 3.15.

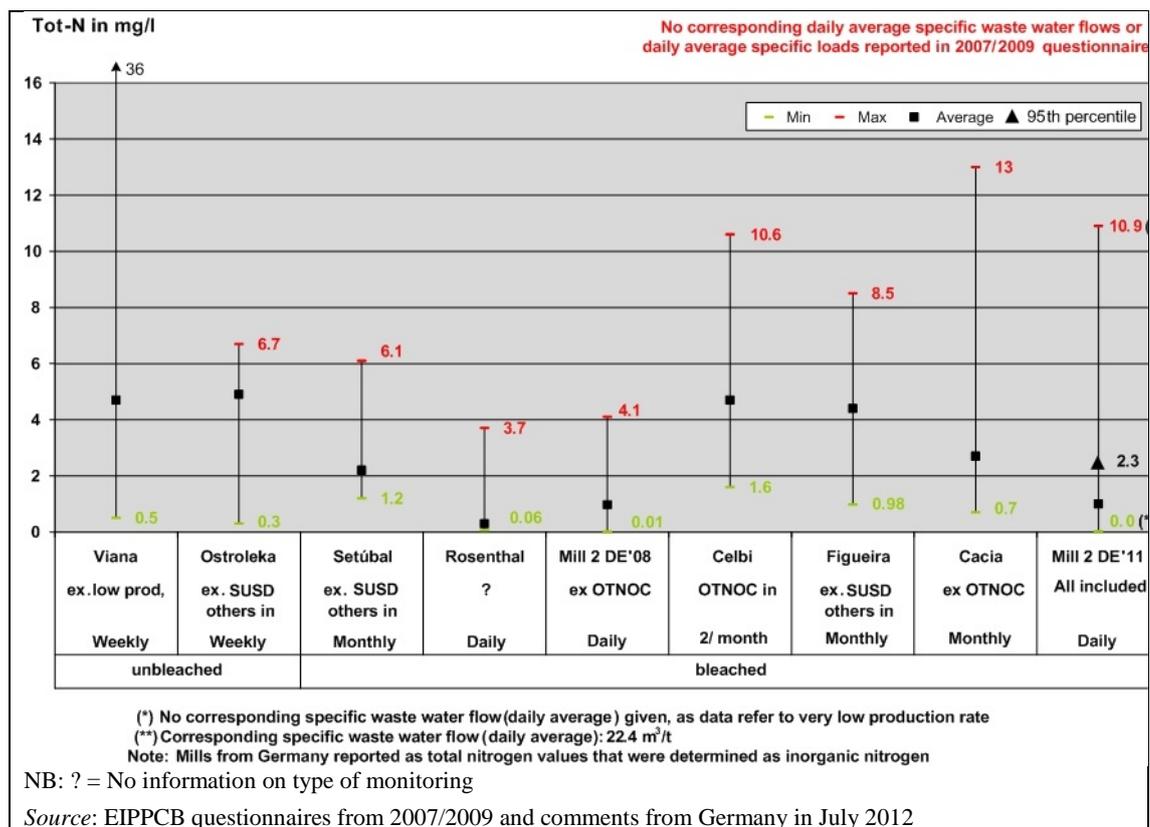


Figure 3.15: Short-term averages of tot-N emissions from bleached and unbleached kraft pulp mills

Discharges of metals

The wood used contains metals which are discharged with the waste water. Table 3.9 shows typical discharges of metals from kraft pulp mills. As is the case for phosphorus, a reduction in discharges of metals is probably possible by increasing the degree of process closure. Options for external treatment to reduce metals emissions are very limited.

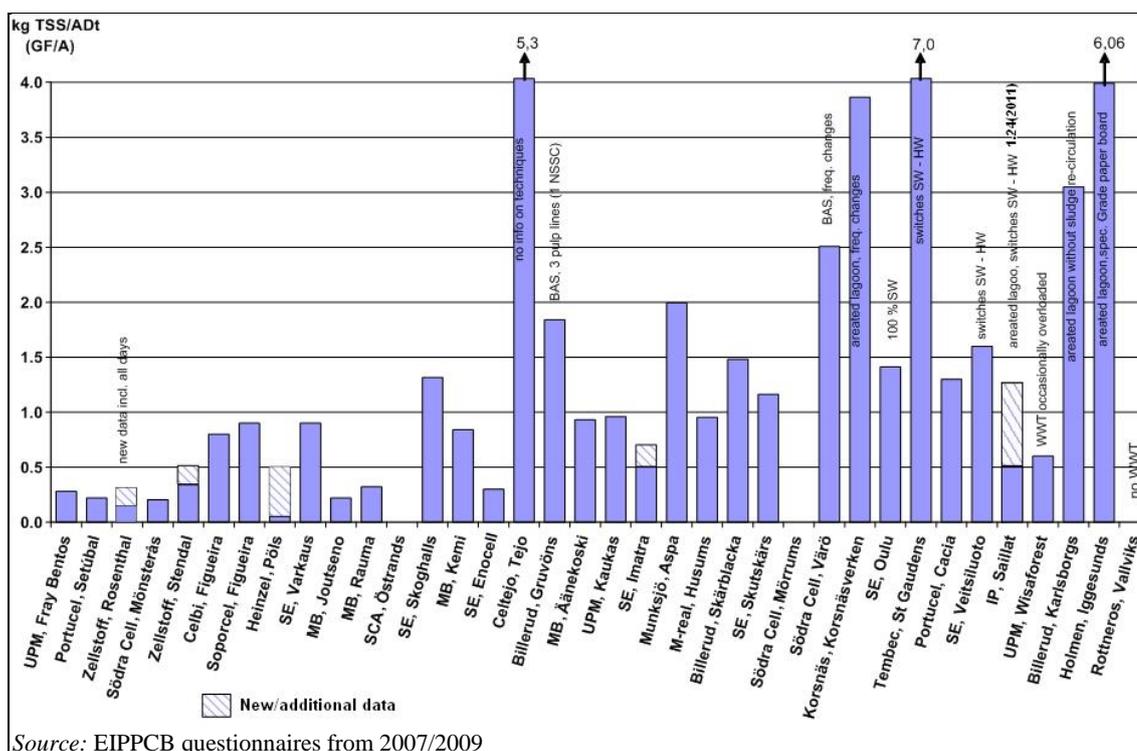
Table 3.9: Typical discharges of metals from kraft pulp mills in g/ADt

Process	Cd	Pb	Cu	Cr	Ni	Zn
Unbleached pulp	0.03	0.3	0.5	0.2	0.4	5
Bleached pulp	0.1	0.4	1	0.7	0.9	15

Source: [109, PARCOM 1994]

Suspended solids

Specific yearly average emissions of suspended solids after biological treatment and removal of biomass by means of sedimentation and comparable techniques are shown in Figure 3.16 for bleached kraft pulp mills. The suspended solids have in most cases been analysed by the use of a glass fibre filter, type A.

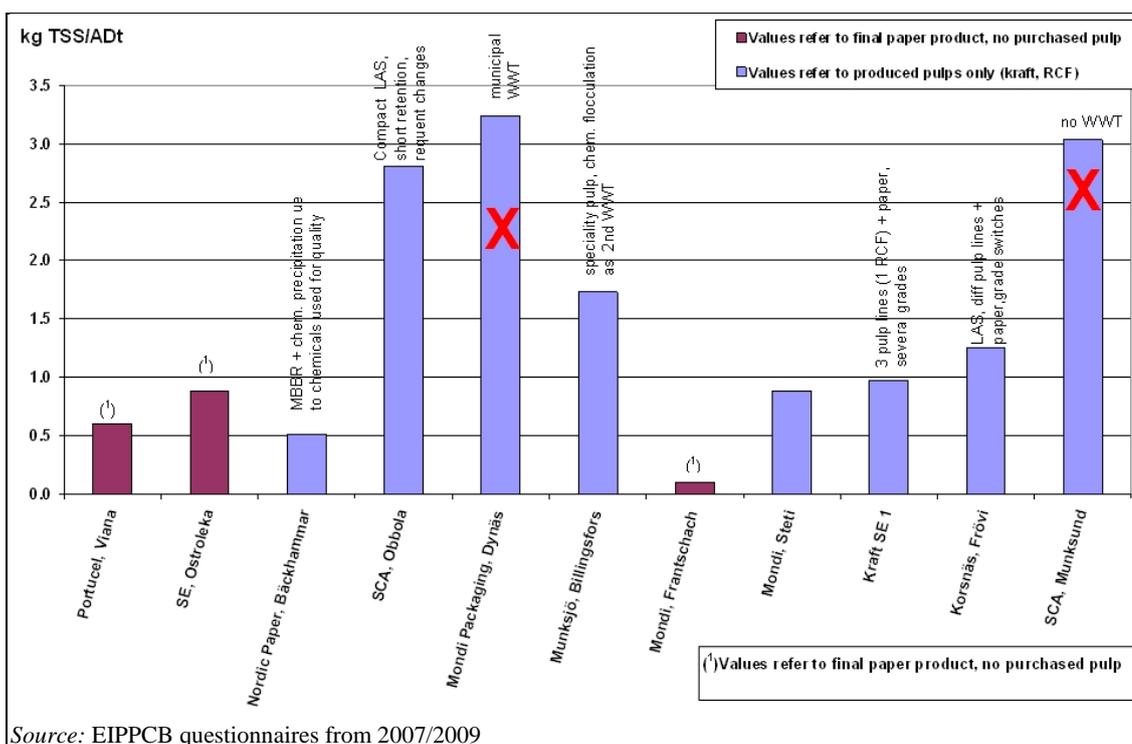


Source: EIPPCB questionnaires from 2007/2009

Figure 3.16: Specific emissions of total suspended solids from bleached kraft pulp mills after biological treatment and biomass removal

The figure shows that specific emissions of TSS vary between 0.02 kg TSS/ADt and 2.0 kg TSS/ADt, most mills achieving specific TSS emissions of below 1 kg TSS/ADt, and with 6 mills discharging considerably higher TSS loads, up to 7 kg/ADt in one case. The higher values are obviously associated with overloaded sedimentation tanks or disturbances of the active biomass.

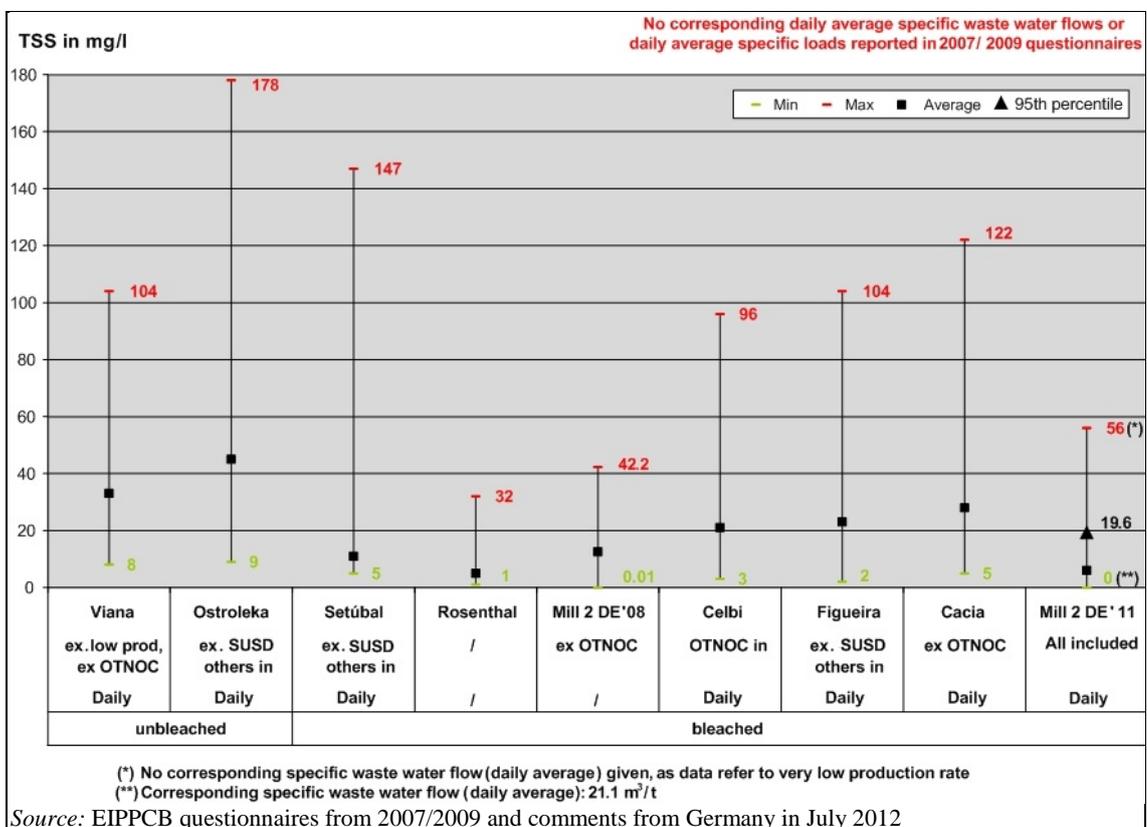
Specific yearly average TSS emissions from unbleached kraft pulp mills are given in Figure 3.17 and show a similar picture: most mills achieve specific TSS emissions below 1.0 kg TSS/ADt with some mills discharging higher TSS emissions of up to 3.25 kg TSS/ADt.



Source: EIPPCB questionnaires from 2007/2009

Figure 3.17: Specific emissions of total suspended solids from unbleached kraft pulp mills after biological treatment and biomass removal

The short-term values reported for TSS emissions, both for bleached and unbleached kraft pulp, are shown in Figure 3.18.



(*) No corresponding specific waste water flow (daily average) given, as data refer to very low production rate
 (**) Corresponding specific waste water flow (daily average): 21.1 m³/t

Source: EIPPCB questionnaires from 2007/2009 and comments from Germany in July 2012

Figure 3.18: Short-term averages of TSS emissions from bleached and unbleached kraft pulp mills

3.2.2.5.3 Total waste water discharge after biological treatment

The typical on-site waste water treatment consists of the removal of coarse solids by mechanical screens and sedimentable solids with primary clarifiers. The primary clarifier supernatant is sent to the equalisation basins in order to equalise incoming loads and flows. Biological treatment is carried out in aerated basins, mostly activated sludge tanks with long retention times. Alternatives to the activated sludge process are more and more common, e.g. moving bed biological reactors (MBBR) using carrier materials for the biomass. They achieve equivalent or better reduction rates than the activated sludge process. Aerated lagoons are also used in a few cases. Table 3.10 shows the variations in the total treatment effects of sedimentation and biological treatment of kraft pulp mill effluents as percentage reductions. The more recent plants have reduction figures in the upper part of the ranges given.

Table 3.10: Percentage reduction at waste water treatment plants at chemical pulp mills

Type of biological treatment	BOD ₅ (%)	COD (%)	AOX (%)	P (%)	N (%)
Aerated lagoon	40 – 85	30 – 60	20 – 45	0 – 15	0
Activated sludge	85 – 98	50 – 70	40 – 65	40 – 85	20 – 50

Source: [109, PARCOM 1994], [1, Finnish BAT Report 1997].

Specific yearly average COD emissions from bleached kraft pulp mills are given in Figure 3.19. The figure distinguishes between eucalyptus pulp mills, mills that manufacture mainly bleached kraft pulp (> 50 %) and all other bleached kraft pulp mills. The reported data show that specific COD emissions from eucalyptus pulp vary between 5 and 20 kg COD/ADt, emissions from other softwood or hardwood bleached kraft pulp manufacturing vary between 7.5 to just below 28 kg COD/ADt.

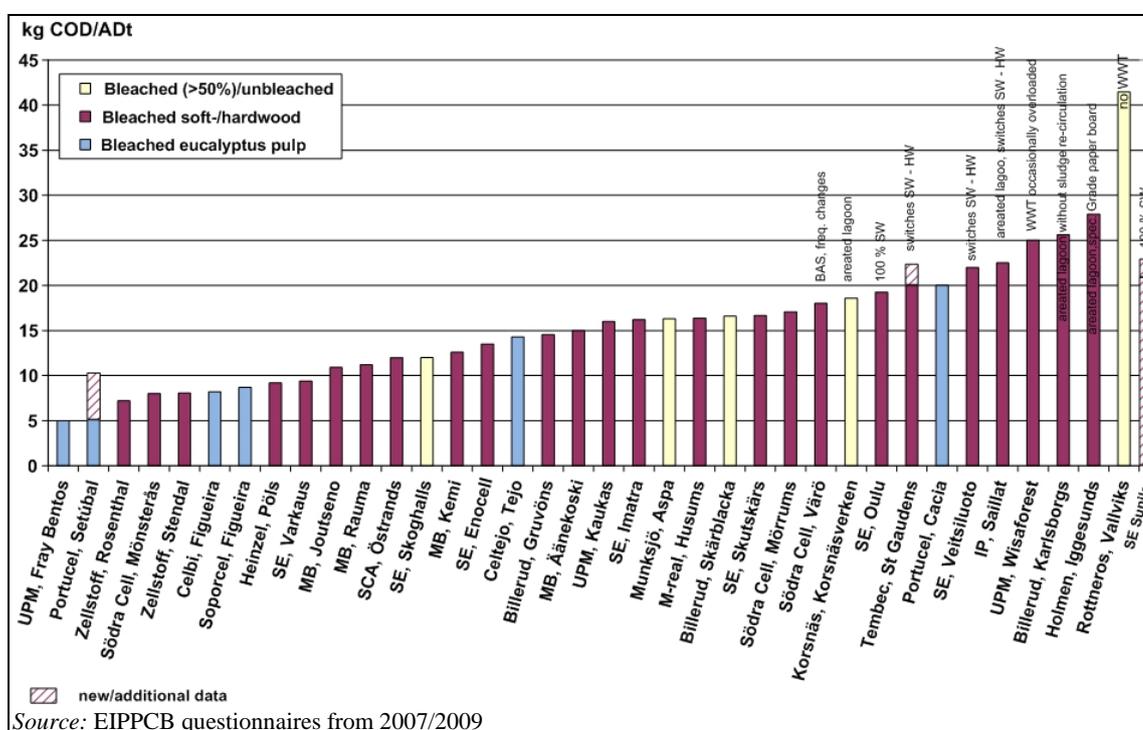


Figure 3.19: Specific COD emissions from bleached kraft pulp mills after biological treatment

Specific yearly average COD emissions from unbleached kraft pulp mills after biological treatment are given in Figure 3.20. Emissions vary between 1.2 kg COD/ADt and 23 kg COD/ADt.

kg COD/ADt pulp

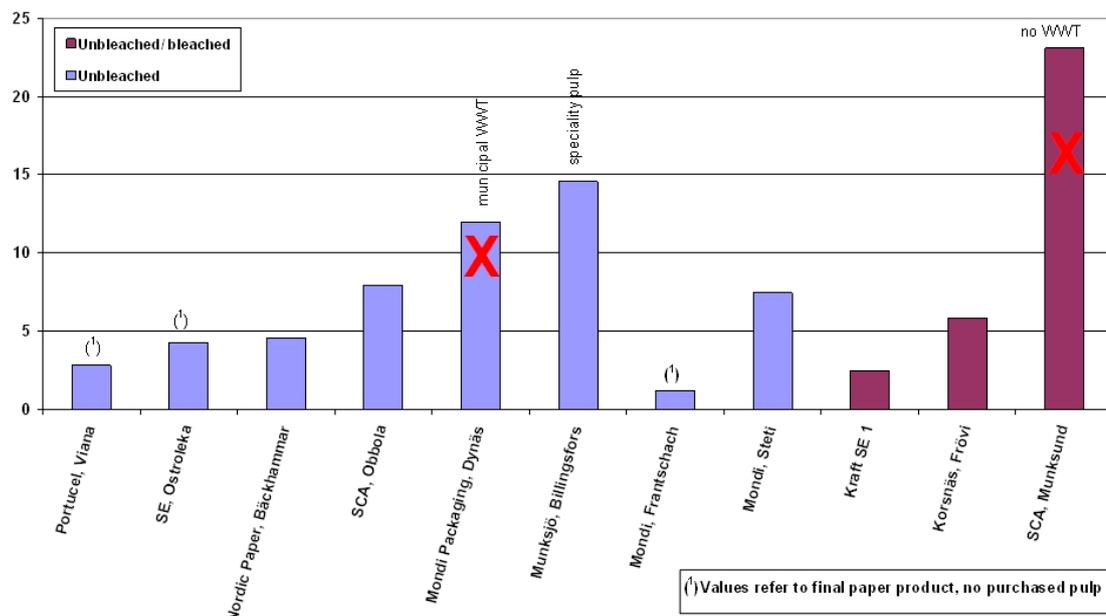


Figure 3.20: Specific COD emissions from unbleached kraft pulp mills after biological treatment

As shown in Figure 3.21, a few short-term values were also reported for COD emissions, both for bleached and unbleached kraft pulp.

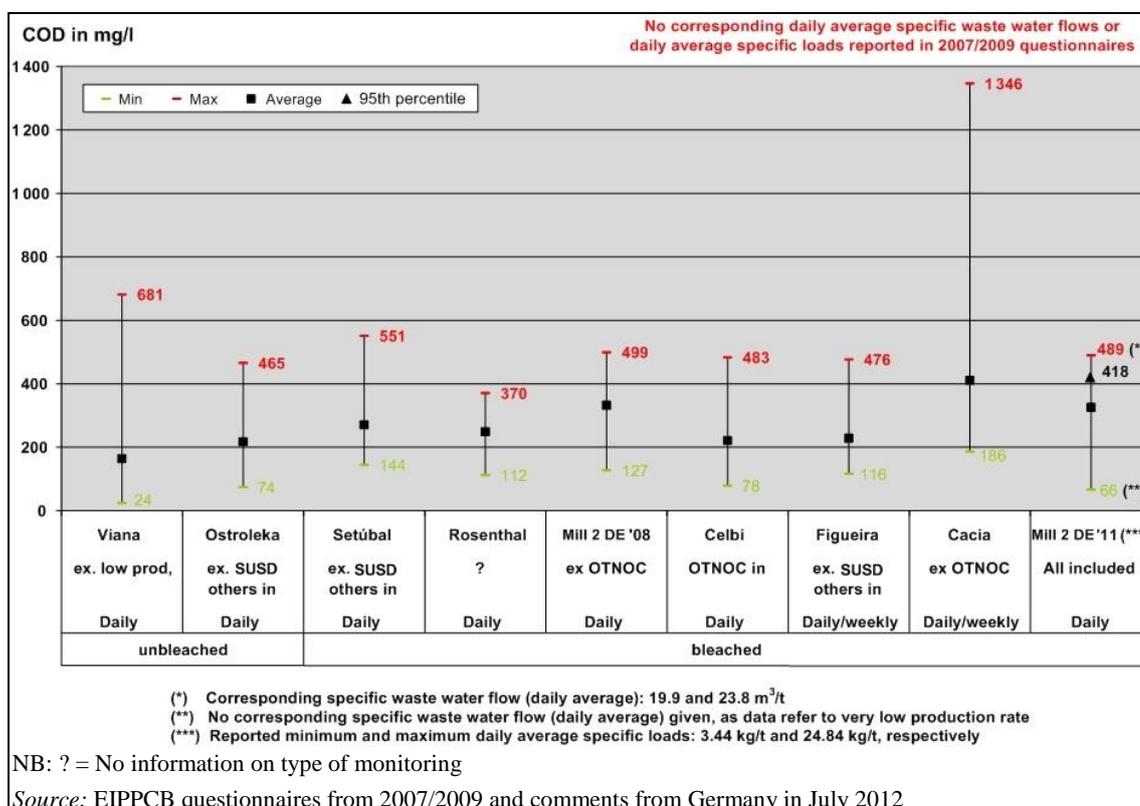


Figure 3.21: Short-term COD emissions from bleached and unbleached kraft pulp mills

Regarding BOD emissions, the short-term values reported (Source: EIPPCB questionnaires from 2007/2009) can be seen in Figure 3.22.

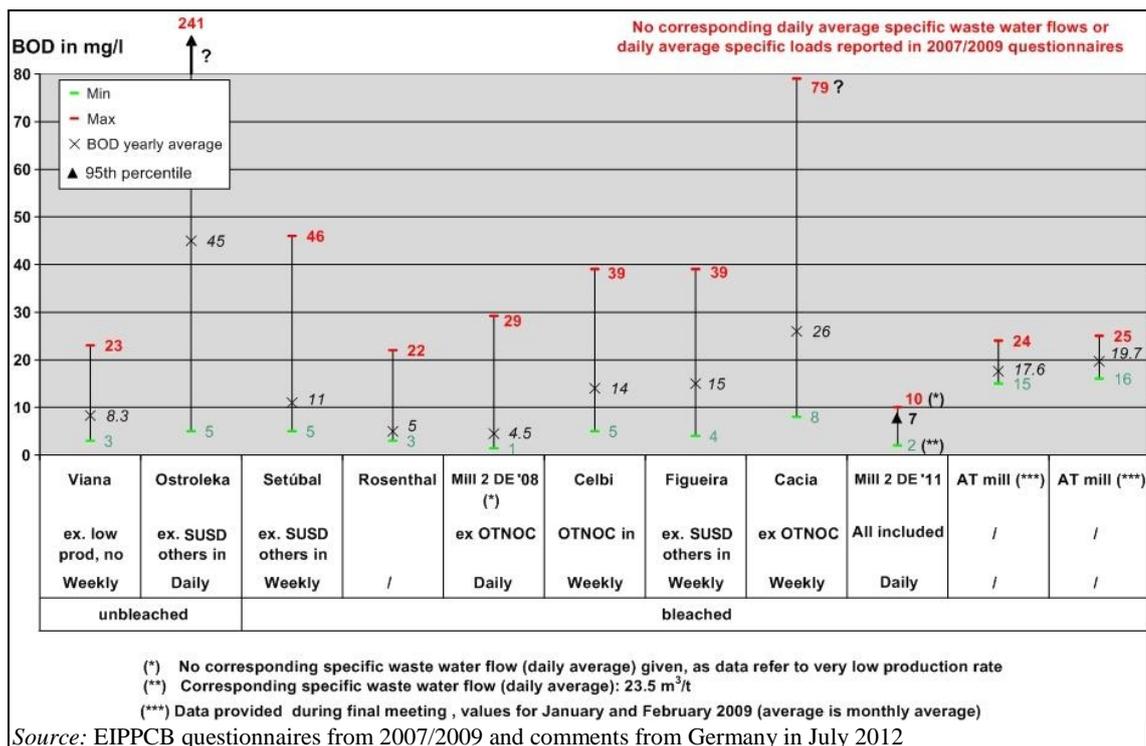


Figure 3.22: Short-term BOD emissions from bleached and unbleached kraft pulp mills

Specific yearly average emissions to water after biological treatment based on the provided data from kraft pulp mills within the EU are given in Table 3.11.

Table 3.11: Reported annual average discharges from kraft pulp mills within the EU

Process	Flow (m ³ /ADt)	COD (kg/ADt)	AOX (kg/ADt)	TSS (kg/ADt)	Tot-N (kg/ADt)	Tot-P (g/ADt)
Unbleached	14 – 82	1.2 – 23	NA	0.1 – 3.25	0 – 1.02	3 – 50
Bleached	18.5 – 94	5 – 42	0 – 0.3	0.015 – 7	0.01 – 0.63	3 – 110

NB: NA = not applicable.
Source: EIPPCB questionnaires from 2007/2009.

3.2.2.6 Emissions to air

An overview of the emissions to air from a kraft pulp mill is shown in Figure 3.23.

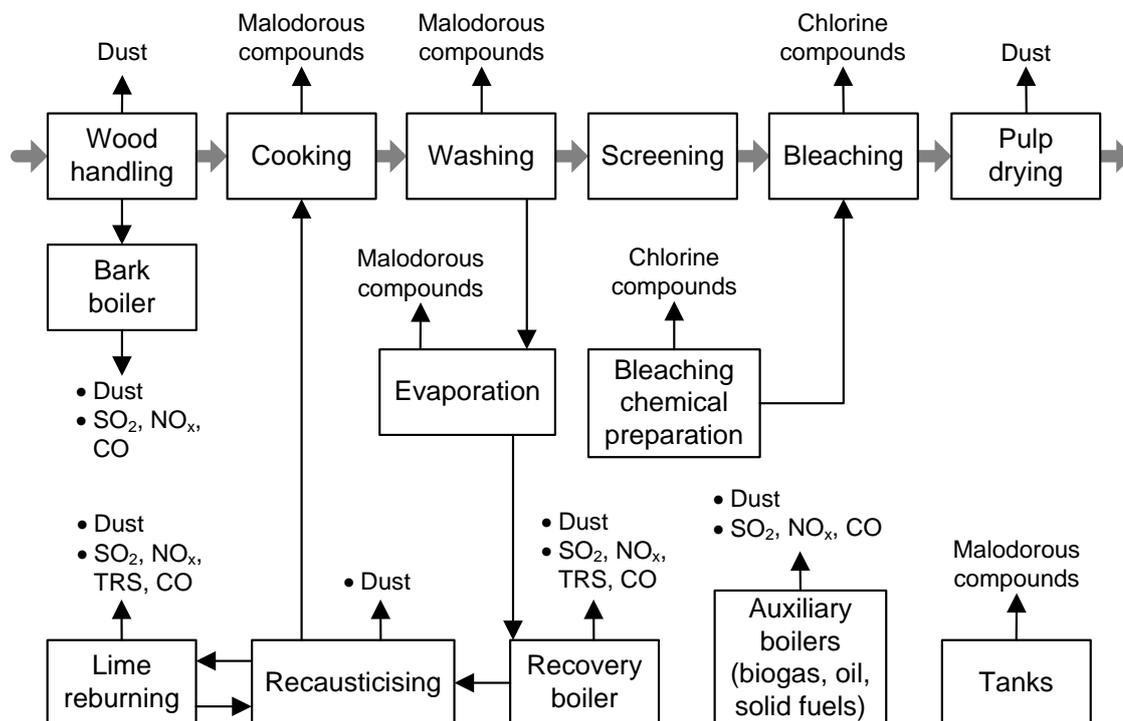


Figure 3.23: Emissions to air from kraft pulp mills

Emissions to air from a kraft pulp mill originate from chip storage, the cooking digester, pulp washing, the bleaching plant, bleaching chemical preparation, recovery of chemicals, evaporation, the bark boiler or other auxiliary boilers, the recovery boiler, white liquor preparation, the lime kiln, tanks and pulp drying (only for market pulp). They consist mainly of compounds containing sulphur, e.g. sulphur dioxide and malodorous reduced sulphur compounds like methyl mercaptan, dimethyl sulphide and hydrogen sulphide. The latter compounds are commonly referred to as total reduced sulphur (TRS). From the furnaces, nitrogen oxides, dust and CO are also emitted. From bleach plants and from bleaching chemical preparation, chlorine compounds may leak to the atmosphere. Volatile organic compounds (VOC), mainly terpenes, are emitted to the atmosphere from wood chips stored in heaps outside the process (outdoors). The VOC emissions from chip piles vary, among other things, in terms of the time chips are stored, the temperature and the wood species. The major sources of air emissions are discussed in more detail below.

3.2.2.6.1 Emissions to air from the black liquor recovery boiler

The black liquor recovery boiler is a major source of atmospheric emissions in a kraft pulp mill. Emissions include nitrogen oxides, dust (primarily sodium sulphate and sodium carbonate), carbon monoxide, sulphur dioxide and minor concentrations of malodorous compounds (hydrogen sulphide).

The recovery boiler is fed with the concentrated black liquor, a by-product from the kraft pulping process that contains valuable cooking chemicals (Na and S). Table 3.12 shows the elemental analysis of the black liquors of two example plants [212, T.Tamminen, et al. 2002].

Table 3.12: Elemental analysis of two softwood black liquors from Finnish kraft pulp mills

Parameter	Boiler A	Boiler B
Dry solids %	71.0	79.0
Elemental analysis of the dry solids		
C %	31.8	31.0
H %	3.3	3.1
N %	0.067	0.056
Na %	20.8	20.6
K %	2.4	2.8
S %	6.1	6.3
Cl %	0.4	0.2
HHV calorimetric MJ/kg	12.65	12.67

The main purpose of the black liquor recovery boiler is to recover valuable pulping chemicals and to produce energy from the organic residues in the black liquor. The used cooking chemicals are recovered in the form of the inorganic melt. At present (2013), in many kraft pulp mills the inorganic chemicals' contribution to black liquor dry material amounts to 45 – 50%. Approximately one third of the dry material of the black liquor consists of dissolved organic substances. After evaporation, the black liquor (strong liquor) has a dry solids content of about 70 – 85 % (70 – 75 % for eucalyptus pulp). The aim of evaporation is to achieve a high dry solids (DS) content in the concentrated black liquor fed to the recovery boiler in order to generate more steam.

Typical emissions to air from recovery boilers are given in Table 3.13. Depending on the excess of oxygen/air and the dissolved DS/ADt, the gas flow is normally about 6 000 – 9 000 Nm³/ADt (dry gas) while process steam production is between about 13 GJ/ADt and 18 GJ/ADt.

Table 3.13: Yearly average specific emission range from black liquor recovery boilers and ranges of emission concentration values

Sulphur dioxide (as S)		
Varying DS content of black liquor, with or without scrubber	1 – 100 <0.002 – 0.65	mg/Nm ³ kg/ADt
Hydrogen sulphide or total reduced sulphur (TRS as S)		
Annual average (TRS as S)	0 – 50	mg/Nm ³
Annual average (TRS as S)	0.0007 – 0.4	kg/ADt
Temporarily	Higher	
Nitrogen oxides (as NO₂)		
Only primary measures	120 – 250 0.73 – 2.0	mg/Nm ³ kg/ADt
Particulates		
After electrostatic precipitator	5 – 190 0.02 – 1.6	mg/Nm ³ kg/ADt
<i>Source:</i> Questionnaire launched by EIPPCB in February 2011 [33, COM 2011 1]; for concentration levels: standardised reference O ₂ content 6%.		

The main principles and operating variables that influence the emissions from the black liquor recovery boiler are discussed below to explain the complexity of pollution prevention at this plant.

Figure 3.24 below shows some of the principal inorganic reactions in a recovery boiler and also where in the furnace the reactions take place. In recovery boilers there is an oxidising zone in the upper part and a reducing zone in the lower part. The strong liquor is introduced through one or several nozzles into the reducing zone. Combustion air is mostly supplied at three different levels as primary, secondary and tertiary air (from the bottom up). In modern boilers there are more than three levels (quaternary air). The typical temperature is also indicated.

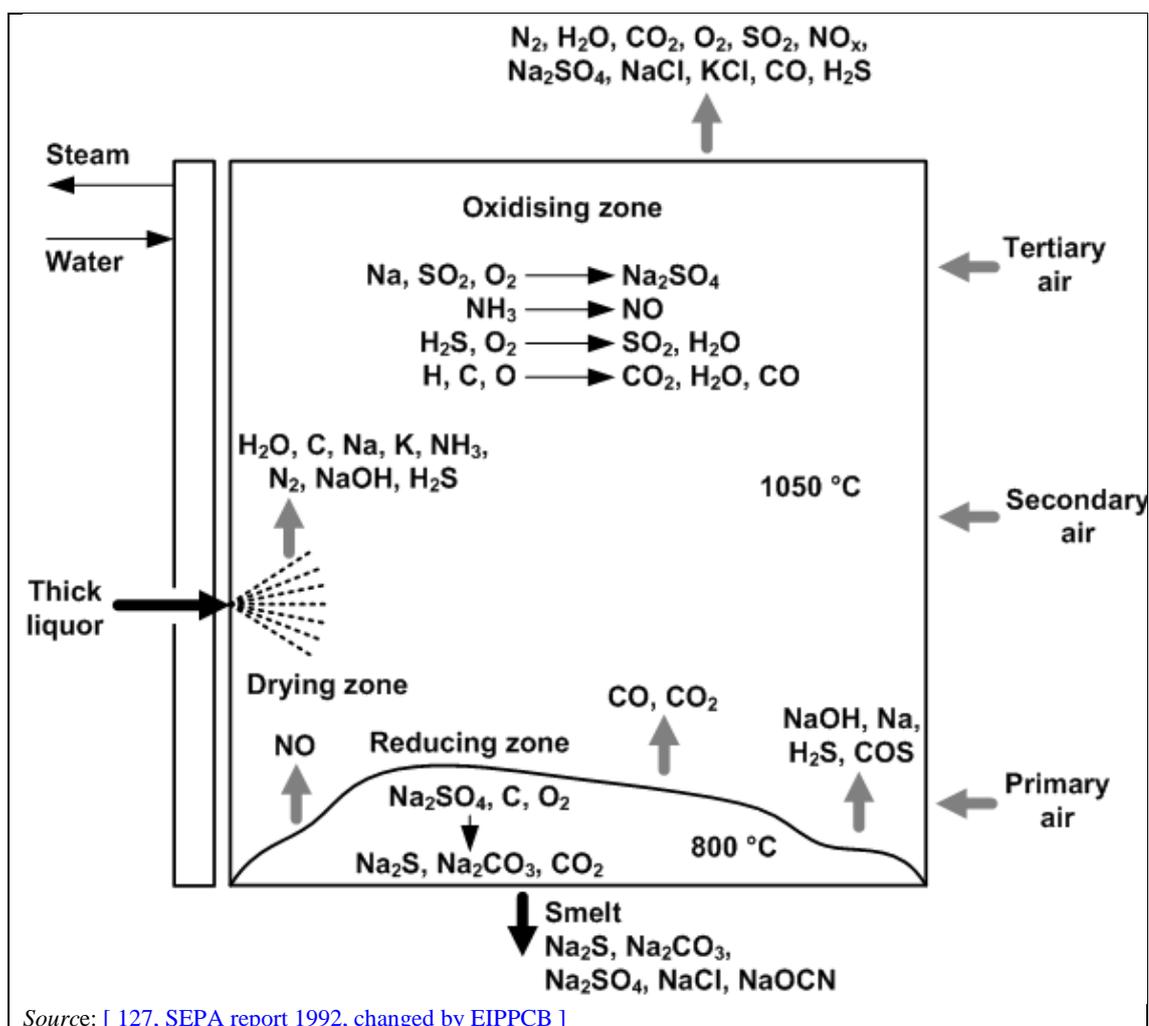


Figure 3.24: Principal chemical reactions in a recovery boiler

Most of the dust (90 – 95 %) in the flue-gases is formed from the black liquor droplets of the liquor sprays and only 5% is released from the surface of the char bed [212, T.Tamminen, et al. 2002]. A smelt consisting mainly of sodium sulphide (Na_2S) and sodium carbonate (Na_2CO_3) is formed at the bottom of the furnace. When the sulphur is reduced to sulphide in the smelt, some hydrogen sulphide is also formed. Small amounts of hydrogen sulphide may leave with the flue-gases if the air supply is not sufficient or if the mixing of air into the furnace is incomplete. Temporary high emissions of hydrogen sulphide from the smelt may occur as a consequence of disturbances caused by deposits of dry substances on the furnace walls falling into the smelt. In the oxidising part of the furnace, the sulphur is oxidised to sulphur dioxide and sodium in the gas phase reacts with the sulphur dioxide to form sodium sulphate. A higher dry solids content leads to a high temperature in the furnace and thus a lower emission of hydrogen sulphide and a higher emission of sodium. The higher sodium emission means that more sulphur is bound as sodium sulphate and thus the emission of sulphur dioxide is decreased.

SO₂ emissions

SO₂ emissions are formed mainly through the oxidation of H₂S and carbonyl sulphide (COS) in the lower furnace. The source of gaseous sulphur compounds is the fuel, i.e. black liquor (see Table 3.12) and sulphur in additional fired streams such as NCG and oil. In general, the emission of sulphur from the recovery boiler is influenced by the temperature in the different zones which is influenced by the dry solids content (heating value) of the strong black liquor, the sulphur to sodium ratio (S/Na₂) in the liquor (sulphidity), the supply (amount of air excess and primary air temperature) and distribution of combustion air, the distribution of the black liquor across the boiler area and the load on the furnace.

In order to decrease the SO₂ emissions from the recovery boiler, some installations are equipped with a flue-gas scrubber operating at pH 6 – 7. The pH is controlled by adding sodium hydroxide (NaOH), weak liquor or oxidised white liquor to the washing liquor of the scrubber. A higher pH would remove hydrogen sulphide but carbon dioxide would be absorbed which would quickly neutralise the alkali. Surplus liquor from a scrubber is recycled to the process, normally to the white liquor preparation.

TRS emissions

The emission of total reduced sulphur (TRS) from the recovery boiler is influenced by the dry solids content, the load on the furnace and the associated temperature in the furnace and the air distribution which affects the sulphur chemistry.

TRS emissions from recovery boilers are very low or even zero (for boilers with very high dry solids content) when the boiler is running in a steady state. However, normally there are a number of peaks during the year.

NO_x formation and NO_x emissions

Nitrogen oxides (NO_x) emissions from the pulp mill are mainly nitric oxide (NO). In the air, NO reacts to nitrogen dioxide (NO₂). NO_x emissions from the recovery boiler correspond to 65 – 85 % of the total emissions from a kraft pulp mill. In general, between mills there is a relatively large variation in reported NO_x emissions ($\Delta \sim 1.0 \text{ kgNO}_2/\text{ADt}$), see also Figure 3.60 and Figure 3.61.

The principal cause for NO_x emissions is the black liquor nitrogen and the combustion conditions which can explain the variation of emissions observed. Wood contains 0.05 – 0.15 wt-% of nitrogen [226, Vakkilainen et al. 2005]. Some of the main forms of nitrogen in black liquor are pyrole, pyridine and amino acid. Different wood species have nitrogen in different forms. During kraft cooking most of the nitrogen ends up in black liquor. It seems that the dissolution of nitrogen-containing compounds occurs easily during the first stages of cooking. Very little nitrogen exits with the pulp. Ammonia and other volatile condensates in black liquor are largely vaporised during evaporation and end up in methanol and in the non-condensable gases (NCG).

Figure 3.25 shows the nitrogen reaction paths from black liquor when it enters the recovery boiler. As shown, about two thirds of nitrogen in black liquor is released to air and forms either intermediate ammonia or N₂. The rest remains in the char and exits the recovery furnace with the smelt, probably as sodium cyanate (NaOCN).

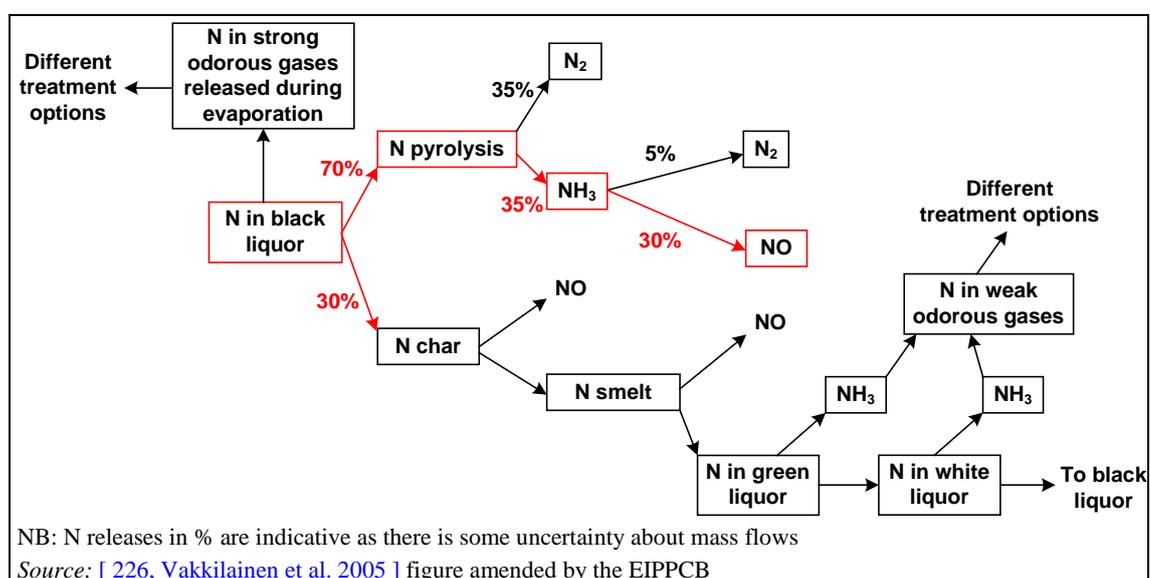


Figure 3.25: Simplified nitrogen reaction paths from black liquor

Amended Conversion fractions have been measured in laboratory conditions. The fraction of N that was converted into NO varied between 15 % and 30 % for black liquor (which is less than the proportions shown in Figure 3.25, an example illustrating the upper end of the range, where around 30 % of the nitrogen in the black liquor is oxidised into NO_x) from various wood species, types of cooking and dry solids concentrations. Between 50 % and 70 % was transformed into N₂, around 20 % ended up in the smelt. So, most of the NO is formed during pyrolysis of the liquor droplets that are sprayed with various black liquor guns into the furnace (in-flight release).

The char-NO formation is less significant and this portion of nitrogen usually ends up with the smelt (smelt N). The cyanate nitrogen in the smelt passes into the green liquor through the dissolving tank along with the other salts of the smelt. In the green liquor, alkaline hydrolysis gradually transforms cyanate nitrogen into ammonia [225, Hupa 2005]. The ammonia formed in the green liquor and also in the white liquor partially evaporates into dilute malodorous gases. Another part of the ammonia is recycled as part of the white liquor back to the cooking liquor from which it is finally quantitatively separated in the evaporation plant. From there it passes into concentrated malodorous gases and into the methanol.

The total emissions of nitrogen compounds from a pulp mill are thus dependent on the control of NO_x emissions from the recovery boiler, and also on how the ammonia flows generated in the chemical recovery cycle through the smelt are treated (collection and further treatment of the strong and weak malodorous gases, and of methanol).

Nitrogen is mainly introduced into the mill with wood chips. Other nitrogen sources are defoamers, anti-scaling agents, chelating agents, etc. As the nitrogen content of the black liquor significantly influences the NO₂ formation, suppliers give their guarantees for the performance of the recovery boiler depending on the N content of the black liquor. The following existing example shows this effect. A bleached softwood market kraft pulp mill in Sweden started up its new recovery boiler with a vertical air system in 2006. The supplier gave the following NO_x guarantee values that refer to 3 % O₂ content depending on the N content in the black liquor:

- at 0.07 % nitrogen in the black liquor: 50 ppm or 105 mg NO₂/Nm³
- at 0.11 % nitrogen in the black liquor: 85 ppm or 178 mg NO₂/Nm³.

To comprehensively assess the total emission of NO_x from a mill, the N content of the various fuels (black liquor, strong and/or weak malodorous gases, methanol, turpentine, soap) should be taken into account as part of the nitrogen from the black liquor is transferred during processing to these streams which then, in some cases, may be recirculated to the recovery boiler, or be burnt in the lime kiln or a separate furnace for the burning of the strong gases.

However, it should be borne in mind that the differences between the nitrogen contents of the wood raw materials alone contribute around 90 % of the total nitrogen input to the combustion processes of the kraft pulp mill and the impact of the differences between mills with regard to the internal circulations of malodorous gases (or methanol) only represents around 10 % of the total nitrogen compounds carried into the major process units (recovery boiler, lime kiln, TRS burner). It has been reported that an increase in NO from the recovery boiler can essentially be avoided if the malodorous gases are injected in the correct way and in the right location in the furnace of the boiler [225, Hupa 2005].

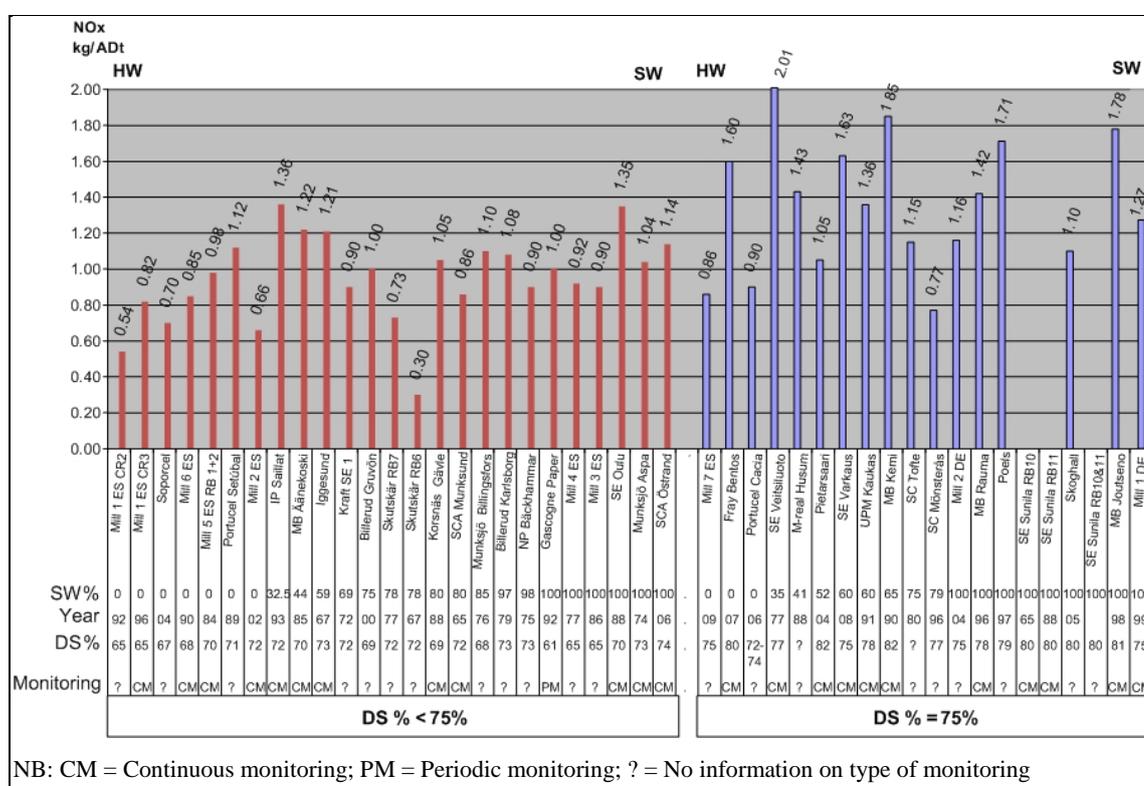
How much N-containing organic material is burnt in the recovery boiler per tonne of pulp is also relevant. Unbleached pulp and wood species that can be cooked and bleached with a slightly higher yield (e.g. eucalyptus pulp) produce less organic materials to be burnt in the recovery boiler and can therefore achieve lower specific NO_x values. These aspects should be considered when comparing specific NO_x emission values between mills.

Mill tests showed [207, T.Tamminen, et al. 2002] a linear dependency between the formation of NO_x emissions and the nitrogen input in black liquor solids (BLS). So, the load of the boiler also has an effect on the NO_x emissions. The conversion of the black liquor nitrogen to NO_x in the flue-gases was 25 – 30 % of the total nitrogen in BLS. This result is consistent with other findings that the total formation of NO corresponds to about one-third of the black liquor nitrogen (as a rule of thumb).

Thermal NO_x is a minor part of the NO_x emissions generated in the recovery boiler, as the temperatures in the recovery furnace are too low for significant thermal NO_x production. The NO_x formation per MJ input of black liquor is also generally low due to the relatively low oxygen concentration needed for an efficient recovery of chemicals.

Reduced NO_x can normally be achieved by modifications to the air feed system and optimising combustion conditions (air distribution, excess O₂, additional air registers, see Section 3.3.18).

Yearly average emissions (loads and concentrations) can be seen in Figure 3.26 and Figure 3.27.



NB: CM = Continuous monitoring; PM = Periodic monitoring; ? = No information on type of monitoring

Figure 3.26: NO_x loads from recovery boilers in kraft pulp mills

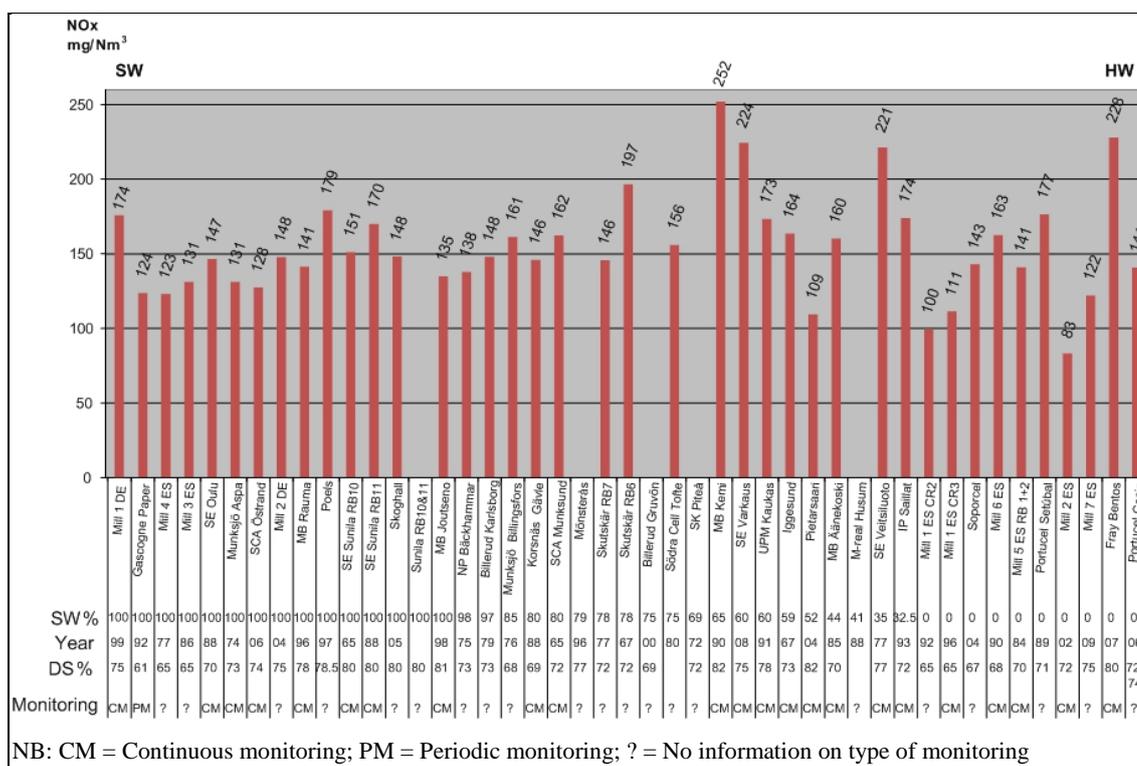


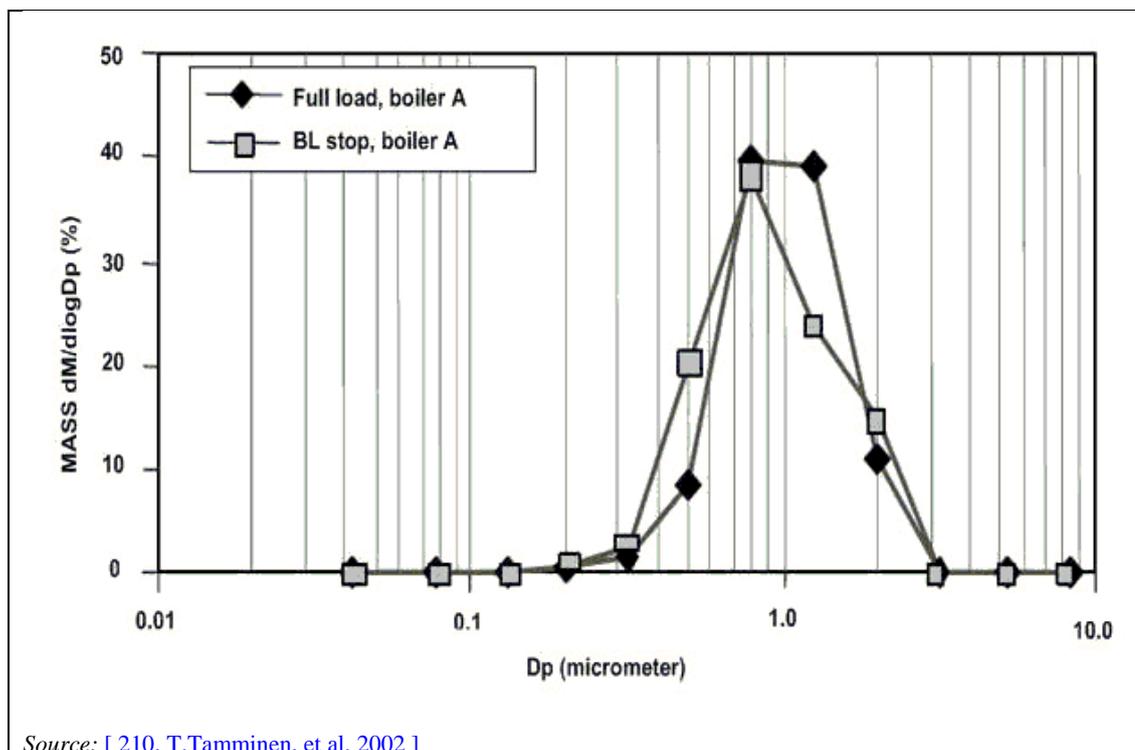
Figure 3.27: NO_x concentrations from recovery boilers in kraft pulp mills

Dust emissions

The dust is mainly formed during the in-flight burning of black liquor droplets that are sprayed into the furnace. Only a small part of the fume (about 5 – 10 %) is volatilised from the surface of the char bed. The more liquor droplets are introduced into the furnace, the more dust is formed. In full load, the amount of fume in the flue-gases may achieve 6 – 8 wt-% of the black liquor dry solids load (i.e. 60 – 80 g dust/kg BLS). The dust before the flue-gas enters the electrostatic precipitators is mainly submicron fume [212, T.Tamminen, et al. 2002].

The results of the analysis of the dust composition generated during the firing of the two softwood black liquors described in Table 3.12 showed that about 6 – 9 % of the input sodium (Na) and 11 – 15 % of input potassium (K) was released in the fume. The dust is mainly comprised of sodium sulphate (Na₂SO₄). The concentration of carbonates in the dust is usually insignificant or under 10 wt-%. There are also low concentrations of potassium and chlorides that may form potassium chloride (KCl).

Figure 3.28 below shows that most of the dust upstream from the ESPs is fine dust, i.e. <2.5 µm. 'Dp' is the particle diameter of micrometre-sized particles. The graph also shows that the particle size does not change when the boiler load is reduced. This is indicated by the line named 'BL stop, Boiler A' which shows the particle size distribution during the total interruption of the black liquor flow in boiler A. The line named 'full load' shows the particle size distribution in full load.



Source: [210, T.Tamminen, et al. 2002]

Figure 3.28: Example of the particle size distribution of dust from recovery boilers measured upstream of the electrostatic precipitators

[85, P.Mikkanen 2000] found that 66 % of the measured concentration of particles at the recovery boiler exit (before the ESP) were smaller than 3 μm and 34 % were larger than 3 μm . [84, T.Lind et al. 2006] measured two boilers where 0 – 32 % of dust at the ESP outlet was bigger than 4 μm .

All recovery boilers are equipped with an electrostatic precipitator in order to remove the large amount of dust (mainly Na_2SO_4) from the flue-gas. The dust is fed back into the furnace by mixing it into the black liquor. Additionally, recovery boilers are often equipped with a scrubber in order to recover either sulphur or heat or both. Yearly average dust emissions from recovery boilers vary from 5 mg dust/Nm^3 to 190 mg dust/Nm^3 (at 6% O_2). The particulate emission can be reduced by installing electrostatic precipitators that are dimensioned to achieve low dust levels, by proper process control and maintenance of the ESPs or by additional use of scrubbers.

CO emissions

The emissions of carbon monoxide (CO) are normally caused by the organic constituents input via the black liquor. During combustion, these are converted into CO_2 and to a minor extent into CO. The CO emissions may result from poor combustion and improper burning conditions. The exhaust gas concentrations of CO and organically bound carbon are a yardstick for the burnout rate of the fuels. In recovery boilers, the CO concentrations vary between 10 mg CO/Nm^3 and 100 mg CO/Nm^3 as a yearly average value with a few mills with higher values. Many mills operate the recovery boiler with between 3 % and 6 % oxygen content.

The higher CO values are observed when oxygen for combustion is kept low (e.g. 1.5 % O_2) in order to reduce the NO_x emissions further. Low oxygen normally coincides with a slight decrease in the NO_x emissions and an increase in the CO emissions. However, high CO levels are a safety issue and high CO may also lead to furnace wall corrosion. A precise process control is needed to achieve the process optimum which is a balance of emissions of CO and NO_x .

Other parameters

In addition to the main emissions, other parameters could be of interest. However, measurement has shown that emissions of metals to air are very low. HCl and HF are also very low or even

non-existent. The only problematic level might be TOC (total organic carbon). Recovery boiler flue-gases often include vents, which contain organics [226, Vakkilainen et al. 2005]. Emissions of TOC are in the range of $\sim 20 \text{ mg/Nm}^3$.

3.2.2.6.2 Emissions to air from the lime kiln

In the lime reburning process the calcium carbonate formed during the recausticising process (see Figure 3.3) is thermally converted back to calcium oxide according to the reaction equation $\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$. The reaction takes place in a rotary kiln where wet lime mud is dried, heated up to the reaction temperature, calcinated and cooled again. The calcination reaction starts at 800°C and to complete the reaction temperatures up to $1000 - 1100^\circ\text{C}$ are required in the hot end of the kiln. The cooling is done by air in heat exchangers. The gas flow in a lime kiln is about $1000 \text{ Nm}^3/\text{t}$ (dry gas) of pulp and the energy used is about $1.5 - 1.8 \text{ GJ/t}$ of pulp, if the purchased burnt lime is included in this figure.

The major air emissions from the lime kiln are sulphur dioxide, nitrogen oxides, reduced sulphur compounds (TRS), carbon monoxide (CO) and particulate matter. Emission of volatile organic compounds (VOC) is also relevant in some locations. For specific emissions and concentrations (at 6 % O_2) for sulphur dioxide, total reduced sulphur, nitrogen oxides (as NO_2) and dust the reader is referred to Figure 3.72 and Figure 3.73 (for SO_2 and TRS), Figure 3.76 and Figure 3.77 (for NO_x as NO_2), Figure 3.80 and Figure 3.81 (for dust).

SO₂ emissions

SO_2 is formed during combustion of the fuel in the kiln when the fuel contains sulphur compounds. The role of sulphur entering the lime kiln with the lime mud is in this respect marginal.

SO_2 emissions are significantly higher when non-condensable gases and/or methanol are incinerated in the kiln without a scrubber.

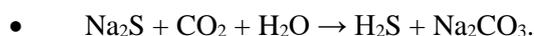
To minimise the emission of SO_2 , either fuels with a low-sulphur content can be used or, if malodorous non-condensable gases (NCG) are burnt in the lime kiln, sulphur compounds can be scrubbed out of the waste gas of the lime kiln. Typical total S emissions from lime kilns are from ten up to several hundred mg/Nm^3 if NCG are burnt, and $10 - 30 \text{ mg/Nm}^3$ if they are not.

An alkali scrubber in one or two washing stages can remove SO_2 from lime kiln flue-gas. The incoming level of SO_2 determines the number of spraying nozzles in the scrubber and the alkali charge.

Total reduced sulphur emissions (TRS)

Flue-gases from the lime kiln may contain minor amounts of hydrogen sulphide due to incomplete washing of lime mud. Some mills also burn collected odorous gases in lime kilns. When the burner is properly designed and the combustion correctly controlled, this does not increase TRS emissions from the kiln. The TRS emissions from a lime kiln consist mainly of hydrogen sulphide. Measured H_2S concentrations are normally between close to zero and 40 mg/Nm^3 .

TRS emissions may originate from two sources: If the fuel contains sulphur and insufficient air is present for complete combustion, carbon monoxide and hydrogen sulphide may be formed and exit in the flue-gas. The main origin of H_2S is the remaining sodium sulphide (Na_2S) in the lime mud fed into the kiln. If Na_2S enters the cold drying and heating section of the lime kiln in the presence of CO_2 and water, H_2S is formed according to the following reaction equation:



H_2S formation in the lime kiln can be controlled by the oxygen level and the amount of sodium sulphide in the mud burnt in the kiln. The presence of sufficient excess air can be ensured by a residual oxygen control system. The sodium sulphide content can be controlled by properly

operated lime mud washing and filtering so that sodium sulphide (Na_2S) is prevented from entering the lime kiln.

With a proper capacity lime mud filter, a small amount of air is sucked through the lime mud cake and the residual Na_2S left on the surface of the lime mud particles is then oxidised to sodium thiosulphate which does not cause any H_2S formation in the kiln. If H_2S problems arise, the reason is in many cases poor lime mud quality in terms of its dry solids content (normally over 80%) and purity (low free alkali concentration is required). Technical options are an improvement of green liquor clarification and the lime mud washing or replacing a part of the lime with make-up lime.

Dust emissions

Particulate matter is made up of lime dust and sodium condensed out of the vapour phase. The emissions can be controlled internally by design and proper running of the kiln and externally by adding an electrostatic precipitator and/or a scrubber. An electrostatic precipitator reduces the concentration of particulates down to about $<20 - 50 \text{ mg/Nm}^3$ but some mills also have higher emissions. The actual particulate emission depends on the design, operation and maintenance of the ESP. Dry dust from the ESP returns to the kiln on closed conveyors.

Electrostatic precipitators are efficient in removing dust particles. The advantage that electrostatic precipitators have over wet scrubbers is that they remove dust in the dry state without requiring pumps, valves, and associated equipment. The disadvantage is that the ESP does not reduce emissions of total reduced sulphur (TRS) or SO_2 . Wet scrubbers are used for dust separation and gas absorption. A venturi-type scrubber using an alkaline solution is the most common.

NO_x emissions

NO_x emissions are mainly correlated to the burner design, the nitrogen content of the fuel and the combustion temperature. The use of concentrated non-condensable gases, methanol and turpentine increases the NO_x emissions from the lime kiln, while the use of tall oil as fuel lowers NO_x emissions.

NO_x emissions are $150 - 500 \text{ mg/Nm}^3$ depending on the fuel used and the emission control measures applied. They remain at the same level with oil and gas with the correct flame shaping. When burning NCG, NO_x emissions are somewhat higher.

Nitrogen oxide emissions can be controlled by adjustments of the lime kiln temperature distribution (adjustment of primary air distribution, split burning air into primary, secondary and tertiary air) without any special external gas cleaning devices. The kiln temperature profile influences NO_x formation. Flame shaping and adjustment (long versus short flame) also affect the combustion temperature and NO_x formation.

For higher NO_x levels from the lime kiln, the use of selective non-catalytic reduction (SNCR) might be considered. However, there is still no SNCR application for reburning lime kilns.

3.2.2.6.3 Emissions to air from steam boilers or CHP plants

Bark or multi-fuel boilers

Bark is used in steam boilers in pulp mills to a large extent. In addition to bark, biomass from external sources (bought biomass) and other fuels may be burnt in bark or multi-fuel boilers. For data on air emissions from these boilers, the reader is referred to Section 2.6.2.

Energy-efficient non-integrated bleached kraft pulp mills are net exporters of both biofuel and electricity. They do not need bark for steam production and can sell it.

Other steam boilers

In integrated pulp and paper mills the excess heat produced by the pulp mill is often not sufficient to cover the entire energy demand of the pulp and paper production process. The additional heat required is produced in steam boilers. The emissions from these boilers depend on the fuel, the fuel mixture, their impurity content and the emission control techniques applied. Most of the boilers for solid fuels are fluidised bed boilers, especially when difficult mixed fuels with varying properties are incinerated (see Section 2.6.1.2.3). Current emissions data for different types of auxiliary boilers are given in Section 2.6.2.

3.2.2.6.4 Malodorous gases

The problem of kraft mill odour originating from the sulphide in the white liquor, an aqueous solution of sodium hydroxide (NaOH) and sodium sulphide (Na₂S), during pulping has long been an environmental and public relations issue for the pulp and paper industry. It is caused predominantly by malodorous reduced sulphur compounds produced in the kraft pulping process, or total reduced sulphur (TRS), namely, methyl mercaptan (MM), dimethyl sulphide (DMS), dimethyl disulphide (DMDS), and hydrogen sulphide (H₂S). MM, DMS and DMDS are the main volatile organic sulphur compounds and are formed in the pulping process, while hydrogen sulphide is formed in the downstream processes where the pH of the mill streams are reduced to below 10. Although a significant reduction of TRS emissions has been achieved in the pulp and paper industry from approximately the year 2000 to 2010 with advanced collection and odour abatement techniques, subjective odour nuisance at very low concentrations still causes odour problems in communities surrounding a kraft mill. Furthermore, because of the enhanced sensitivity of the human nose to sulphur compounds due to the variability of odour emissions from day to day, kraft mill TRS emissions will always be a sensitive subject in dealing with the public and surrounding communities.

The malodorous gas streams are generally divided into strong (concentrated) and weak (diluted) gases. The latter normally refers to a sulphur concentration of <0.5 g/Nm³, while the more concentrated or strong gases are normally above 5 g/Nm³.

Two general approaches are implemented in kraft mills to abate odour: thermal oxidation and absorption using scrubbing technologies. Thermal oxidation of TRS is achieved by two steps: collecting non-condensable gases (NCG) in various emission vents and eliminating odorous compounds in the NCG through combustion to convert them into non-odorous compounds. Absorption is mainly implemented to destroy H₂S and MM in diluted NCG by scrubbing using a spray tower or packed column.

Concentrated gases are collected and burnt either in the lime kiln, the recovery boiler or in a dedicated burner. If a dedicated burner is used, a scrubber is normally added to control the emission of the SO₂ formed.

The heat energy can be used but NO_x formation is high. NO_x emissions can be reduced by about 70 % by optimising combustion conditions.

The advantage of burning the malodorous gases in the lime kiln is that no extra furnace is needed. In addition, the sulphur in the gas can be partially absorbed which reduces the emission of sulphur dioxide. However, the S content of malodorous gases normally exceeds the absorption capacity in the lime kiln and leads to an increase of SO₂ emissions.

On average, 15 % of the fuel used in a lime kiln can be replaced by malodorous gas. However, the variation of the amount of energy of the gas may make it difficult to produce lime of a good and uniform quality. Separating off methanol from the gases minimises the problem of varying gas quality. The separated methanol can then be fed in the liquid phase to the lime kiln or to a burner dedicated to malodorous gases.

Diluted gases at some mills are collected and burnt in the recovery boiler, in the lime kiln, or are scrubbed. Scrubbing is mainly effective on H₂S. Burning the weak gases in the recovery boiler may influence the operation of the boiler and require modification of the boiler. At some mills, both weak and strong malodorous gases are burnt in the recovery boiler.

In cooking and evaporation, some of the malodorous compounds are transferred to the condensates. In addition to reduced sulphur compounds, the condensates contain methanol and some other oxygen-consuming compounds (BOD load). The foul condensates are collected and treated separately as described above (see Section 3.2.2.4).

Odour- and sulphur-containing gases are briefly summarised below.

Concentrated malodorous gases (CNCG)

Malodorous gases - often referred to as non-condensable gases (NCG) - contain gases released during the manufacturing of kraft pulp and volatile compounds entering with the wood. The gases released during cooking, black liquor handling and causticising, i.e. hydrogen sulphide, methyl mercaptan, dimethyl sulphide and dimethyl disulphide, are strongly odorous compounds, which give malodorous gases their characteristic aroma. The volatile compounds entering with the wood raw material, i.e. turpentine and methanol, are not odorous in a pure state, but in pulp mills they contain impurities in the form of odorous components.

Concentrated non-condensable gases originate mainly from the cooking plant, evaporation plant or from the stripping of foul condensates. The total amount of sulphur in concentrated non-condensable gases in a modern chemical pulp mill is in the range of 2 – 5 kg S/ADt and is normally higher at hardwood pulping than at softwood due to the different lignin structure. For process reasons, the amount of concentrated non-condensable gases may vary widely. Typical amounts of CNCG collected from different sources in a chemical pulp mill are shown in Table 3.14.

Table 3.14: Amounts of concentrated non-condensable gases collected from different sources

Source	kg S/ADt	Nm ³ /ADt
Batch cook blowing	0.4 – 0.8	5 – 15
Batch cook gassing	0.1 – 0.2	1.0 – 3.0
Continuous cooking	0.1 – 0.4	1.0 – 4.5
Stripper	0.5 – 1.0	15 – 25
Evaporation plant	0.4 – 0.8	1 – 10
Methanol processing	0.5 – 2.0	1.0 – 2.0
Black liquor heat treatment	2 – 3	1.5 – 3.0
Super concentrator	2 – 5	1.5 – 6.0
Total	2 – 5	3 – 40

Source: Sanna Hämäläinen, Botnia (Rauma), 2009.

Dilute non-condensable gases (DNCG)

These gases are the major contributors to the diffuse emissions from kraft pulp mills. Although dilute malodorous gases are less concentrated, the releases are relevant and may account for a significant share of the total emission from the pulping process. Dilute non-condensable gases are collected from tanks and equipment in the fibre line (chip presteaming, screening, pulp washing, ventilation of various tanks that contain black liquor), the evaporation plant, tall oil cooking plant and causticising plant (e.g. smelt dissolver). Non-condensable gases from pressurised liquor tanks should be handled as concentrated non-condensable gases. Dilute non-condensable gases contain the same components as concentrated non-condensable gases but have so much leakage air that their concentrations are considerably lower.

Table 3.15 shows the amounts of dilute non-condensable gases collected from different sources of a kraft pulp mill at 40 °C.

Table 3.15: Amounts of dilute non-condensable gases collected from different sources at 40 °C

Source of the kraft pulp mill	kg S/ADt	Nm ³ /ADt
Vent gases from continuous cooking	0.1 – 0.5	100 – 400
Vent gases from superbatch cooking (evacuation air, vents from non-pressurised tanks)	0.1 – 0.5	150 – 300
Pulp washing plant vent gases	0.05 – 0.1	100 – 200
Tall oil cooking plant vent gases	0.05 – 0.2	2 – 3
Tank vent gases, evaporation plant (atmospheric pressure tanks)	0.1 – 0.4	20 – 30
Causticising plant lime kiln area	0.01 – 0.1	5 – 10
Total	0.1 – 0.5	300 – 400
<i>Source: Sanna Hämäläinen, Botnia (Rauma), 2009</i>		

Streams not included in non-condensable gases

There are numerous streams from pulp mills that contain water vapour and air. Examples of streams that are not considered collectible because of their negligible sulphur content are the following:

- ventilation air from buildings
- moist water vapour from pulp or paper machines
- moist air from cooling towers
- water vapour from the surface of effluent treatment ponds
- ventilation from drains
- vapour from vacuum pumps.

3.2.2.6.5 VOC emissions

Emissions of volatile organic compounds (VOC) from the process are reported to be about 0.4 kg/t for softwood kraft and less than 0.1 kg/t for hardwood kraft. There are also some emissions of VOC from the chip heaps. As an example, VOC emissions from the chips are about 0.2 – 0.3 kg/m³ of wood at kraft pulping.

3.2.2.6.6 Chlorine compounds from bleaching and bleaching chemical preparation

In bleached kraft pulp mills using chlorine dioxide as the bleaching chemical, chlorine compounds from the bleach plant and the ClO₂ production are released to the atmosphere. In Table 3.16 some examples of chlorine emissions to air from some Swedish pulp and paper mills are presented.

Table 3.16: Examples of permitted and measured values of chlorine emissions to air from the bleach plant and ClO₂ production of some Swedish pulp mills

Name of mill	Condition in the permit (kg active chlorine/t bleached pulp)	Measured values in 2008 (kg chlorine/t bleached pulp)	Remarks
M-real, Husum	0.1 as annual average	0.01	6 400 kg/year
Billerud, Skärblacka	0.25	0.15	
Billerud, Gruvön	100 kg/day (approx. 0.1 kg/t bleached pulp)	5 kg/day (approx. 0.005 kg/t bleached pulp)	
Korsnäs	0.18	0 – 0.4	4 times/year after scrubber, 146 t/year
Skoghall	50 kg/day annual (approx. 0.11 kg/t bleached pulp)	3 000 kg/year, 8.5 kg/day (approx. 0.02 kg/t bleached pulp)	
<i>Source: Swedish EPA, 2008</i>			

The data given in Table 3.16 come from the obligatory annual reporting and permits of the mills. The figures cover all emissions from the plant, normally measured in ventilations from the bleach plant and from chlorine dioxide production after scrubbers. Chlorine compounds (Cl_2 , ClO_2) that can be detected in the bleaching chemical preparation area and in the ventilation vapours of the bleach plant are measured periodically.

3.2.2.6.7 Total process emissions

3.2.2.6.7.1 Total sulphuric emissions from the process

In Figure 3.29, the total sulphuric emissions ($\text{SO}_2\text{-S}$ and TRS-S) from all processes are compiled for all European pulp mills that participated in the data collection carried out by the EIPPCB. Point sources considered include the recovery boiler, the lime kiln and the dedicated NCG burner. The total process emissions exclude emissions from auxiliary boilers or other steam and power plants. The emissions data shown in Figure 3.29 include all mills that completed the questionnaire launched by the EIPPCB in February 2011.

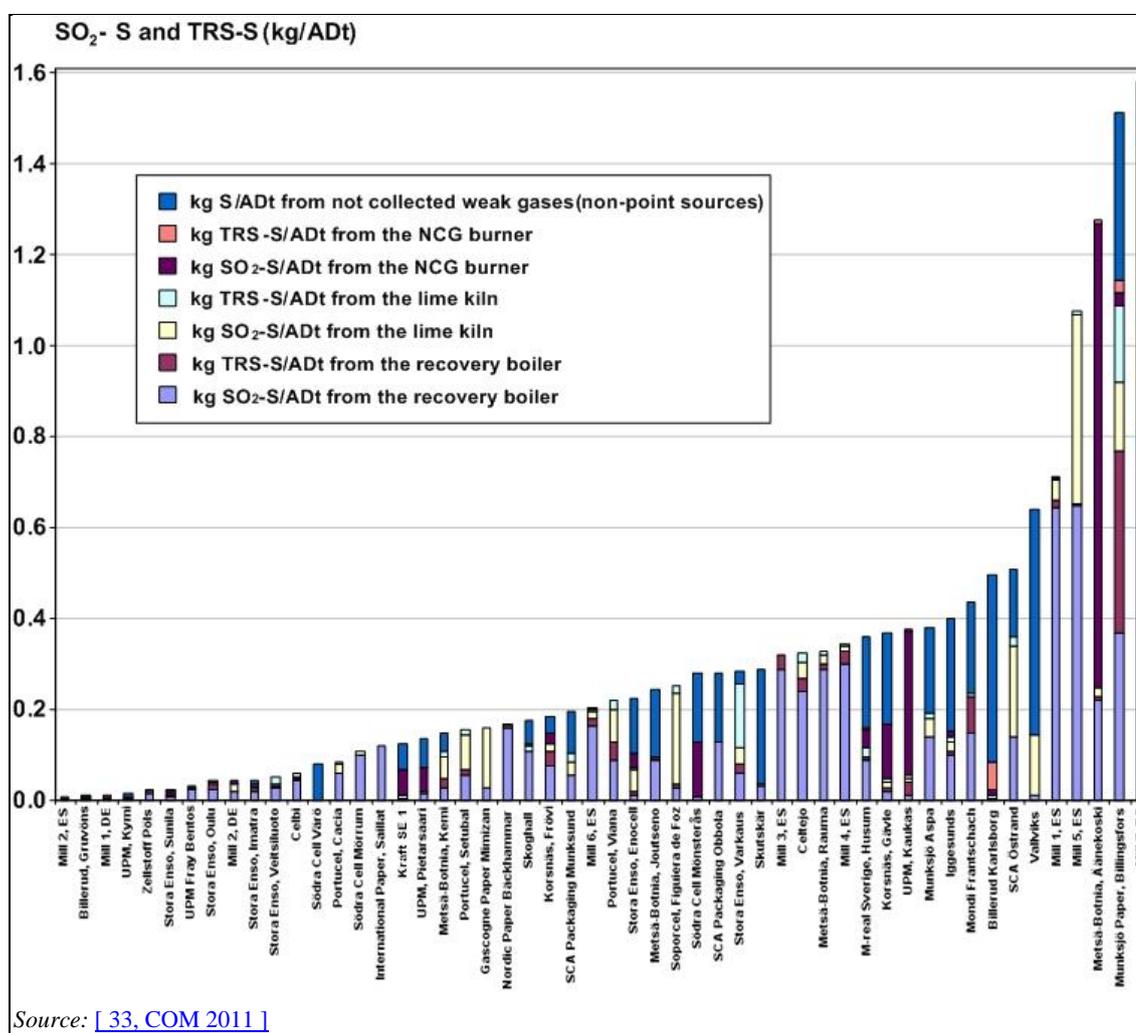


Figure 3.29: Total S emission load (as kg S/ADt) from major processes (recovery boiler, lime kiln, NCG burner) including uncollected or untreated weak gases

It is clear that the mills with the best performance achieve low-sulphuric emissions from all potential emission sources including non-point sources. These mills have found solutions to keep overall S emissions low without shifting sulphuric emissions from one emission source to another.

Differences seem to exist between mills and countries in Europe with regard to reporting of emissions of uncollected and/or untreated non-condensable gases (NCG). Reported emissions may include uncollected weak gases (Swedish mills) or collected but untreated weak gases, which however are bypassed in the event of failure of the gas treatment system and recorded separately (Finnish mills).

At modern mills that apply effective collection systems, diffuse emissions from nearly all production process sources are collected and incinerated and significant diffuse emissions do not occur in practice. The exceptions are those streams that are not considered worth collecting because of their negligible sulphur content and those resulting from momentary failures of the gas treatment system during which the gas destruction system is bypassed and collected NCG are released untreated via stack.

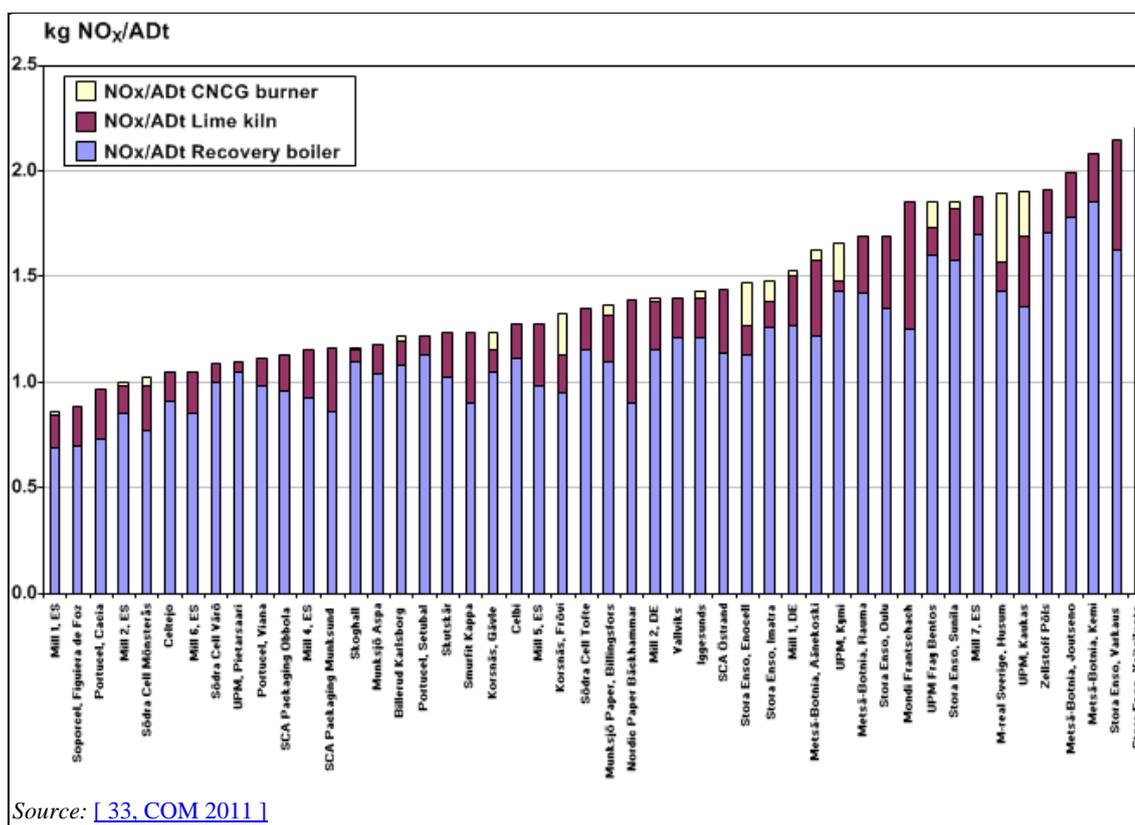
There are other kraft pulp mills in Europe whose collection and incineration systems for weak gases are still inadequate, causing higher diffuse sulphuric emissions from the mill area even during normal operating conditions. Typical sources are tank areas at mills with such a disperse layout that technologically and economically viable collection applications are more difficult to implement in practice.

Figure 3.29 shows that point sources from the main processes (recovery boiler, lime kiln, dedicated burner for odorous gases) may release lower sulphuric emissions than diffuse sources. Uncollected mostly weak NCG and emissions from bypassing the gas destruction system for malodorous gases in case of failures can contribute a high percentage of the total sulphur emission of the mill due to the low-sulphur emissions from point sources during periods of normal operation.

Normally, uncollected S emissions cannot be accurately measured but are approximated using different methods, see Section 2.2.2.6.

3.2.2.6.7.2 Total NO_x emissions from main processes

In Figure 3.30, NO_x emissions from all processes are compiled for a number of European pulp mills that participated in a data collection carried out by the EIPPCB in February 2011. Point sources considered include the recovery boiler, the lime kiln and the dedicated NCG burner. The total process emissions exclude auxiliary boilers or other steam and power plants.



Source: [33, COM 2011]

Figure 3.30: Total NO_x emission load (as NO₂/ADt) from major processes (recovery boiler, lime kiln, NCG burner)

Expressing emission levels as specific loads in kg NO₂/ADt

When expressing specific emissions for pulp manufactured from different wood species, it has to be taken into account that for the same amount of wood, some mills produce more pulp than others (higher yield). For NO_x this leads to inequality between mills. A study [226, Vakkilainen et al. 2005] concluded that large modern pulp mills that use the same specified level of technology but different wood species for pulping (eucalyptus and mixed Scandinavian wood) produce different NO_x emissions. In practice, the best eucalyptus mills produce specific NO_x loads of around 0.2 kg NO₂/ADt lower than the best comparable Nordic softwood mills because the pulp yield of eucalyptus is higher than for Nordic mixed wood. This should be borne in mind when comparing BAT-AELs expressed as specific loads (kg pollutant/ADt).

The same applies for unbleached kraft pulp. For unbleached pulp, the yield is higher than for bleached pulp, the amount of generated black liquor and the corresponding flue-gas flow lower and thus the product-specific emission load per tonne of pulp lower than for bleached pulp.

3.2.2.7 Solid waste

The production of kraft pulp generates various fractions of solid waste: inorganic sludge (dregs, green liquor sludge and lime mud) from the chemical recovery; bark and wood residues from wood handling; sludge from effluent treatment (inorganic material, fibres and biological sludge); dust from boilers and furnaces; rejects (mainly sand) from the wood handling; and ashes and miscellaneous material (like building material). Many organic substances, which might be considered waste products, are burnt for energy recovery. This normally includes bark and wood residues and could include water treatment sludge.

Dregs and lime mud are separated from the chemical recovery cycle in order to keep the amount of inert material and non-process chemicals in the cycle at an acceptable level and thus secure high reaction rates in the chemical recovery system.

Bark and wood residues from wood handling is normally burnt for energy recovery. Wood ash from bark boilers contains nutrients taken from the forest with the wood raw material and this ash can be suitable as a fertiliser as long as it is not contaminated, e.g. by metals like Hg, Cd and Pb although these come from the wood itself. The leaching of heavy metals from the recycled ashes spread to forest or agricultural land might be a drawback of these measures.

Sludge from waste water treatment is one of the main groups of residues. A large amount of sludge is generated in primary treatment and in biological treatment with the activated sludge method. Aerated lagoons generate only small amounts of excess sludge. Chemical flocculation produces a considerable amount of sludge. Biological and chemical sludge has poor dewatering properties.

The sludge is usually thickened before being dewatered in a filter press, screw press or in a vacuum filter. Often excess sludge from biological waste water treatment is mixed with primary sludge and bark sludge before dewatering. Inorganic and/or organic chemicals are used to improve the dewatering of sludge by forming larger flocs. Mixed sludge can be dewatered to 25–35 % dryness with filter presses and to 40–50 % with a screw press using steam in the pretreatment stage.

In sludge burning, the net energy production is around zero or negative if the dry solids content in the sludge is below 40 % and if the sludge contains a high amount of inorganic material. The use of auxiliary fuel is necessary to maintain good burning conditions unless the sludge is mixed with bark and other wood waste material. Burning reduces the volume of waste and the inorganic content remains as ash, which is normally transported to a landfill site.

Sludge from chemical precipitation cannot be burnt alone without the use of auxiliary fuel because of the high content of inorganic matter and water. The sludge is therefore often transported to a landfill site. Sludge from flocculation with only synthetic organic polyelectrolytes is suitable for incineration.

Sufficiently qualified and comparable data on waste generation are limited. In Table 3.17, available data for various types of waste generated in a kraft pulp mill are given.

Table 3.17: Average waste generation in kraft pulp mills in kg dry solids/ADt

Type of waste	kg dry solids/ADt of pulp
Waste water treatment sludge	10
Wood ash	9 (*)
Other ashes	14 (*)
Fibre	5
Wood waste	6
Dregs, grits and green liquor sludge	10 – 20
Lime enriched with non-process elements	10 – 20
Hazardous waste	0.2
Total	60 – 80
NB: 'Wood ash' is fly ash and dust from the incineration of wood material (e.g. from the bark boiler). 'Other ashes' are ashes from fuels used in energy production other than wood and black liquor. (*) Values for ash/ADt are higher if additional biomass from external sources is used as complementary fuel. 'Wood waste' is bark, chips, sawdust, wooden packages, etc. <i>Source:</i> [Finnish BAT Report, 1996], with changes proposed by experts from the TWG.	

Data on solid waste in Swedish mills (expressed as dry solids or DS) are reported below.

Green liquor sludge, dredges and lime mud

These wastes are often mixed and it is very difficult to give separate figures. In total, the amount varies roughly between 10 and 60 kg/t of pulp with an average of about 30 kg/t of pulp (SEPA 4 869). The composition in such a mixed waste varies as well. In Report 4 from the project 'Miljö 95/96' data for a number of samples are given. The following averaged data are calculated for green liquor sludge with different amounts of lime mud.

Table 3.18: Average composition of green liquor sludge with different amounts of lime mud

Lime mud (%)	Dry solids (%)	Ash (%)	Organic content (%)	Tot-N g/kg DS	Tot-P g/kg DS	Tot S g/kg DS
<2	45	62	20	0.4	0.6	23
75	59	62	6.5	<0.4	2.8	6.3

The figures are divided into two groups: one with almost no lime mud (<2 %) and the other with a lot of lime mud (about 75 % on average).

Metal concentrations are also reported for the same samples. In Table 3.19 averaged values are shown.

Table 3.19: Average metal concentrations in green liquor sludge with different amounts of lime mud

Lime mud (%)	Ba	Cd	Co	Cr	Cu	Hg	Ni	Pb	Sr	Zn
<2	430	16	9.2	75	90	0.07	60	18	330	2 300
75	310	11	5.3	85	96	<0.10	29	11	290	1 000

NB: All values expressed as mg/kg dry material.

In Sweden, green liquor sludge is normally dried on drum filters with a precoat layer of lime mud given a DS of 30–70 %. If centrifuges are used the DS is about 8–20 % (see Report 4 of Miljö 95/96). The sludge is normally landfilled.

Ashes, slags, particulate matter (e.g. from electrostatic precipitators)

According to SEPA 4 869, the amounts for kraft pulp mills are between about 5 and 45 kg/t of pulp.

Wood yard waste to landfill

The amounts vary between 1 and 20 kg/t of pulp. This waste mainly consists of bark, sand and stones (SEPA 4 869).

Rejects from screening/fibre rejects

The limited amount of data in SEPA 4 869 shows figures between about 2 and 20 kg/t of pulp.

Sludge from biological treatment

At kraft pulp mills with aerated lagoons the amount of sludge is very small, usually <1 kg of DS/t of pulp (from Report 4). Biological treatment in activated sludge plants generates higher amounts of sludge.

3.2.2.8 Noise

The debarking plant generates noise that can be controlled by carefully insulating the debarking house. There are several other sources of noise like chipping, fans, engines, stacks and steam vents. Trucks and other vehicles used at the plant can cause noise in the vicinity of the mill. For further details on noise, the reader is referred to Section 2.9.13.

3.2.2.9 Emissions to soil and groundwater

If preventive control measures for the storage and handling of chemicals are in place, and are well-maintained and controlled, pulp and paper mills should not usually release hazardous substances to soil and groundwater.

For measures to prevent hazardous emissions to soil and groundwater from the storage and handling of chemicals or after the cessation of the activities, the reader is referred to Section 2.9.2.3 'Safe storage and handling of basic chemicals and chemical additives' and Section 8.1.10 'Prevention of pollution risks from decommissioning'.

3.3 BEI DER FESTLEGUNG DER BVT ZU BERÜCKSICHTIGENDE TECHNIKEN

In diesem Abschnitt werden Techniken (oder Kombinationen von Techniken) und die damit verbundene Überwachung beschrieben, bei denen davon auszugehen ist, dass sie das Potential besitzen, ein hohes Maß an Umweltschutz bei den Aktivitäten im Rahmen dieses Dokuments zu erreichen. Die beschriebenen Techniken beinhalten sowohl die angewandte Technologie als auch die Art und Weise, wie die Anlagen geplant, gebaut, gewartet, betrieben und stillgelegt werden.

Der Abschnitt behandelt Umweltmanagementsysteme, prozessintegrierte Techniken und End-of-pipe-Maßnahmen. Die Abfallvermeidung und Abfallwirtschaft, einschließlich Abfallminimierungs- und Recyclingverfahren, werden ebenso berücksichtigt wie Techniken, die den Verbrauch von Rohstoffen, Wasser und Energie durch die Optimierung der Verwendung und Wiederverwendung verringern. Die beschriebenen Techniken umfassen außerdem Maßnahmen, die eingesetzt werden, um die Umweltfolgen von Unfällen und Zwischenfällen zu verhindern oder zu begrenzen, sowie Maßnahmen zur Altlastensanierung. Des Weiteren beinhalten sie auch Maßnahmen zur Vermeidung oder Verringerung von Emissionen unter von den normalen Betriebsbedingungen abweichenden Bedingungen (wie z. B. Anfahr- und Abfahrvorgänge, Leckagen, Fehlfunktionen, zeitweilige Betriebsunterbrechungen und das endgültige Einstellen des Betriebs).

Anhang III der Richtlinie führt eine Reihe von Kriterien zur Festlegung von BVT auf und die Informationen in diesem Kapitel berücksichtigen diese Punkte. Sofern möglich, wird die Standardstruktur in Tabelle 3.20 verwendet, um die Informationen zu jeder Technik zu umreißen, so dass ein Vergleich der Techniken und eine Bewertung auf der Grundlage der BVT-Definition in der Industrieemissionsrichtlinie möglich ist.

Dieser Abschnitt stellt nicht unbedingt eine erschöpfende Auflistung von Techniken, die in dem Sektor angewendet werden könnten, zur Verfügung. Es können weitere Techniken vorhanden sein oder entwickelt werden, die bei der Festlegung von BVT für eine einzelne Anlage berücksichtigt werden könnten.

Tabelle 3.20: Informationen für jede in diesem Kapitel beschriebene Technik

Überschriften in den Abschnitten
Beschreibung
Technische Beschreibung
Erreichter Umweltnutzen
Umweltleistung und Betriebsdaten
Medienübergreifende Auswirkungen
Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen
Angaben zur Wirtschaftlichkeit
Wichtiger Grund für die Einführung
Anlagenbeispiele
Referenzliteratur

3.3.1 Die Bedeutung der Holzart bei der Festlegung der BVT für Sulfatzellstofffabriken

In Europa kann das für die Herstellung von Sulfatzellstoff verwendete Holz in Weichholz, Hartholz und, als Sonderform des Letzteren, Eukalyptus, unterschieden werden. Zu einem gewissen Grad kann die für die Zellstoffherstellung verwendete Holzart die Ausbeute, die angewendeten Prozesse und Techniken, die Prozesseffizienz und die mit den BVT assoziierten Emissionswerte beeinflussen.

Es gibt Fabriken, die entweder nur Weichholz oder nur Hartholz verwenden; andere Fabriken verwenden wechselweise Weich- und Hartholz in der gleichen Produktionslinie. Der Aufbau des Produktionsprozesses und der Rückgewinnungsanlage ist an diese Situation angepasst und die Effizienz der verschiedenen Prozesse kann betroffen sein (zumindest während des Umstellungszeitraums).

3.3.1.1 Umweltprobleme in Verbindung mit der Herstellung von Sulfatzellstoff auf Eukalyptusbasis

Die Verwendung von Eukalyptusholz ist besonders bei der Herstellung von gebleichtem Zellstoff für Papier signifikant. Sechs Fabriken in Spanien stellen 1,5 Millionen Tonnen gebleichten Eukalyptus-Zellstoff lufttrocken/Jahr her und weitere sechs Fabriken in Portugal stellen 1,83 Tonnen lutro/Jahr her, womit sie insgesamt für 12 % der gesamten Sulfatzellstoffproduktion in den durch die CEPI vertretenen Ländern verantwortlich sind.

3.2.2.10 Emissionen in Gewässer

Die wichtigsten Faktoren in Hinblick auf Emissionen in Gewässer von Fabriken, die gebleichten Zellstoff herstellen, sind der Grad der Delignifizierung, der erreicht wird, bevor der Zellstoff in die Bleichstrecke gelangt (Kappa-Zahl), eine effiziente Zellstoffwäsche zur Verringerung der Verschleppung von Schwarzlauge mit dem Zellstoff und die Bleichsequenzen, die verwendeten Bleichchemikalien und das Ausmaß der (teilweisen) Schließung der Wasserkreisläufe in der Bleichanlage. Obwohl sich diese Techniken beim Vergleich von Zellstoff auf Eukalyptusbasis mit anderen Hartholz- und Weichholz-Zellstoffen im Allgemeinen nicht wesentlich unterscheiden, werden in Eukalyptus-Zellstofffabriken niedrigere Emissionswerte erreicht. Die besten Eukalyptus-Sulfatzellstofffabriken erreichen zum Beispiel eine CSB-Emissionsfracht von circa 5 kg CSB/Tonne lutro - einen Wert, der für die besten Weichholz-Zellstofffabriken, die circa 7,5 kg CSB/Tonne lutro (50 % höher) erzielen, unerreichbar ist. Die Anwendung der erweiterten modifizierten Kochung und der Sauerstoff-Delignifizierung liefert bei Eukalyptusholz eine Kappa-Zahl zwischen 10 und 13, bevor der Zellstoff in die Bleichanlage gelangt, was den mit anderen Holzarten erreichten Größen entspricht.

Die herkömmliche Bleichsequenz lautet D-EOP-D, an die sich eine zusätzliche Wasserstoffperoxidstufe (z. B. UPM Fray Bentos: AD-EOP-D-P) oder Chlordioxidstufe (z. B. Aracruz: AD-EOP-D-D) anschließen kann. „A“ steht für die Säure-Hydrolyse von Hexenuronsäuren und „D“ steht für die Chlordioxidbleichstufe. In einer Reihe von Fabriken werden Schritte auf Ozonbasis („Z“) in den Bleichsequenzen von Eukalyptus-Zellstoff angewendet, wodurch die ClO₂-Fracht, die OX-Werte (organisch gebundene Halogene) im Zellstoff und die AOX-Werte in den Abwässern verringert werden.

Erreichbare spezifische organische Frachten in den Abwässern von Eukalyptus-Zellstofffabriken vor der biologischen Behandlung sind geringer als in Ausleitungen von Fabriken, die auf Weichholzbasis produzieren. Die besten Eukalyptus-Zellstofffabriken erreichen 15 - 20 kg CSB/Tonne lutro, die besten Weichholz-Zellstofffabriken erreichen circa 30 kg CSB/Tonne lutro vor der Behandlung. Das kann damit erklärt werden, dass Eukalyptus einfacher gebleicht werden kann und eine höhere Ausbeute erzielt als Holzarten aus Mittel- und Nordeuropa. *Eucalyptus globulus* hat mit Werten von circa 51 - 54 % im Vergleich zu nordischem Weichholz (44 - 46 %) und Hartholz (47 - 49 %) höhere Ausbeuten. Höhere Ausbeuten führen zu niedrigeren spezifischen Emissionsfrachtwerten (z. B. kg CSB/Tonne Zellstoff lutro), selbst wenn die gleichen Techniken angewendet werden.

Der Phosphorgehalt in den Abwässern einiger iberischer Eukalyptus-Zellstofffabriken ist höher als der in den Abwässern von Fabriken, die andere Holzarten verwenden. Obwohl in der Anlage zur biologischen Abwasserbehandlung kein Phosphor als Nährstoff zugesetzt wird, ist der P-Gehalt in den ausgeleiteten Abwässern wesentlich höher als an Produktionsstandorten, die andere Holzarten als Eukalyptus verwenden. Dies trifft nur zu, sofern keine Flockungsmittel zur Entfernung von Phosphor zugesetzt werden. Bei Eukalyptus-Zellstofffabriken, die Holz aus Regionen mit höheren Phosphorgehalten verwenden, beträgt der Mittelwert für mit dem Abwasser abgeleiteten Phosphor 0,12 kg tot-P/Tonne lutro nach dem biologischen Prozess.

Emissionen in die Luft

Die Emissionen von Ablaugekesseln oder Kalköfen in die Luft unterscheiden sich bei verschiedenen Holzarten nicht. Der Stickstoffgehalt (% N) in der Schwarzlauge muss jedoch gemessen werden, wenn die Emissionen mit denen anderer Ablaugekessel verglichen werden.

Bei der Angabe spezifischer Emissionsfrachten (kg Schadstoff/Tonne lutro) für Zellstoff, der aus Eukalyptusarten hergestellt wird, ist zu berücksichtigen, dass Fabriken, in denen Eukalyptusholz zu Zellstoff verarbeitet wird, höhere Ausbeuten erzielen, als zum Beispiel Fabriken die gemischte nordische Hölzer zur Zellstoffherstellung verwenden. Selbst wenn der angegebene Stand der Technik gleich ist, sind die von Eukalyptus-Zellstofffabriken erzeugten Emissionsfrachten meist geringer als die Emissionen, die von Fabriken freigesetzt werden, die nordisches Weichholz verarbeiten. Dies sollte beim Vergleichen von BVT-assoziierten Emissionswerten, die als spezifische Fracht (kg Schadstoff/Tonne lutro) angegeben werden, berücksichtigt werden.

Energie

Bei Eukalyptus scheint es schwierig zu sein, Konzentrationen über 72 % Trockensubstanzgehalt in Schwarzlauge zu erreichen. Der Ablaugekessel der Eukalyptus-Zellstofffabrik in Fray Bentos, Uruguay, wird jedoch mit einer Trockensubstanz von 79 % betrieben.

Eucalyptus globulus verfügt über einen Cellulosegehalt von 52 – 58 % und ermöglicht somit einen niedrigen spezifischen Holzverbrauch zwischen 2,7 und 3,6 m³/Tonne Zellstoff lutro. Diese Faktoren bedeuten, dass die Wärmeerzeugung beim Verbrennen von Schwarzlauge niedriger ist als die durch die Verbrennung anderer Holzarten erzielte Wärmeleistung. Die Wärme in Form von Hochdruckdampf, gemessen am Kesselauslass, ohne Blasluft, beträgt 12 - 13 GJ/Tonne lutro gegenüber 15 - 16 GJ/Tonne lutro bei Weichholz-Zellstofffabriken. Von dieser Wärme werden 2,0 - 2,5 GJ/Tonne lutro zur Erzeugung von Strom in der Dampfturbine verwendet. Die neue Eukalyptus-Zellstofffabrik in Fray Bentos gab jedoch höhere Werte - circa 3,5 GJ/Tonne lutro - an.

Referenzliteratur

[70, González 2011], [73, ASPAPEL/CELPA 2010], [77, Costa et al. 2009], [78, Hostachy 2010].

3.3.2 Trockenentrindung

Siehe Abschnitt 2.9.2.2.

3.3.3 Modifizierte Kochung vor der Bleiche

Beschreibung

Vor der Bleichanlage erfolgt die Delignifizierung in Kochern und in vielen Fabriken auch unter Einsatz von Sauerstoff. Deshalb sollten die Techniken „Erweiterte modifizierte Kochung“ und „Sauerstoff-Delignifizierung“ (siehe Abschnitt 3.3.5) zusammen betrachtet werden, da das wesentliche Problem unter dem Gesichtspunkt des Umweltschutzes der gesamte Delignifizierungsgrad ist, der sich als Ergebnis der Delignifizierungsstufen vor dem Eintreten des Zellstoffs in die Bleichanlage ergibt. Es sollte ein Gleichgewicht zwischen der Reduktion der Kappa-Zahl bei der Kochung und der Sauerstoff-Delignifizierung bestehen, da bei letzterer eine viel höhere Selektivität gegeben ist (siehe Abschnitt 3.3.5). Für die Fabrik ist die Steuerung der verschiedenen Prozesse wichtig, um bei einem gegebenem Ligningehalt die Ausbeute und die Festigkeitseigenschaften zu optimieren.

Zur Verringerung des Ligningehaltes (niedrigere Kappa-Zahl) des der Bleichanlage zugeführten Zellstoffs sowie zur Reduzierung des Verbrauchs teurer Bleichmittel bei der anschließenden Bleiche (siehe

Abschnitte 3.3.6 und 3.3.7) wurden mehrere modifizierte Sulfatverfahren sowohl in kontinuierlichen als auch diskontinuierlichen Systemen entwickelt und großtechnisch angewendet.

Die unterschiedlichen modifizierten Kochprozesse basieren auf den gleichen Prinzipien [19, G.Sousa 2011]. Diese Prinzipien umfassen eine Reihe chemischer und physikalischer Prozesse, die auf die Verbesserung der Kochselektivität (Ausbeute und Viskosität) abzielen.

- **Niedriges und gleichmäßiges Alkalikonzentrationsprofil (längs und radial):** In den anfänglichen Kochstufen sollten hohe Alkalikonzentrationen vermieden werden, um eine übermäßige Herauslösung von Kohlehydraten zu vermeiden. Im Allgemeinen sollten jedoch relativ hohe Alkalikonzentrationen gewährleistet sein, um die relative Delignifizierungsrate zu erhöhen und Ligninkondensation zu vermeiden.
- **Hohe Sulfidkonzentration in der Hauptkochstufe:** Die Sulfidkonzentration hat einen wesentlichen Einfluss auf die Hauptdelignifizierungsstufe. Daher ist das Vorhandensein dieses Ions an einem aktiven Zentrum zwingend, um die relative Delignifizierungsrate zu erhöhen. Dieser Parameter kann durch Zugabe von zusätzlichem Sulfid zum Umlauf oder durch die Imprägnierung des Holzes mit Schwarzlauge kontrolliert werden.
- **Niedrige Konzentration an gelöstem Lignin und niedrige Ionenstärke.**
- **Niedrige Kochtemperatur:** Dies ist besonders in den Anfangs- und Restkochstufen wichtig.
- **Längere Kochzeiten:** Es ist bekannt, dass längeres Kochen eine Verringerung der verwendeten Alkalimenge und/oder Kochtemperatur ermöglicht. Erhöhte Kochzeiten führen zu einer höheren Kochselektivität im Vergleich zu Alkali- oder Temperatureffekten. Neue Kochanlagen mit höheren Kapazitäten bringen höhere Verweilzeiten mit sich, die sich letztlich positiv auf die Kochselektivität auswirken.

Beispiele für diese modifizierten Kochprozesse sind:

(a) Kontinuierliche Kochung

Die kontinuierlichen Kochtechniken nach dem neuesten Stand der Technik (z. B. Lo-Solids und Compact Cooking) umfassen einige der vorgenannten Prinzipien.

Das Compact-Cooking-Verfahren basiert auf der Verbesserung der Delignifizierungsselektivität, indem die Konzentrationen der Hydroxid- und Schwefelwasserstoffionen sowohl in den Anfangs- als auch in den Hauptphasen so hoch wie möglich gehalten werden. Folglich schreitet die Reaktion der Restphase mit dem Restlignin langsamer voran, so dass eine höhere Zellstoffausbeute erwartet werden kann. Durch die Imprägnierung mit Schwarzlauge verbessert das Compact-Cooking-Verfahren die Flexibilität der Kochung. Die Imprägnierung mit Schwarzlauge wird durch das Recycling der Endkochflüssigkeit, die eine angemessene Alkali- und Sulfidkonzentration enthält, erzielt. Potentielle Vorteile dieses Kochverfahrens für die Umwelt sind eine höhere Delignifizierungsrate, die Erhaltung der Ausbeute, ein niedrigerer Spuckstoffgehalt, eine erhöhte Bleichfähigkeit des Zellstoffs, eine niedrigere Kochertemperatur sowie ein niedrigerer Koch- und Bleichchemikalienverbrauch.

Mit dem Lo-Solids-Verfahren werden die Menge und Konzentration gelöster Holzfeststoffe in den Haupt- und Restphasen minimal gehalten, bei gleichzeitiger gleichmäßiger radialer Verteilung der Temperatur und der Aufschlusschemikalien, einem gleichmäßigen Alkaliprofil über die Höhe des Kochbehälters, minimalen Konzentrationen gelösten Lignins am Ende des Kochprozesses und minimalen Kochtemperaturen. Dies wird durch Entnahme der Kochflüssigkeit an mehreren Punkten im Kocher bei gleichzeitigem Auffüllen mit frischer Lauge erreicht, so dass das notwendige Alkaliprofil aufrecht erhalten und die notwendigen hydraulischen Parameter erfüllt werden. Potentielle Vorteile dieses Kochverfahrens für die Umwelt sind eine leichte Erhöhung der Delignifizierungsrate, eine niedrigere Kochertemperatur sowie ein niedrigerer Koch- und Bleichchemikalienverbrauch.

(b) Diskontinuierliche Kochung

Bei diskontinuierlichen Kochsystemen basieren die Prozesse auf Kochlaugenverdrängungstechniken (z. B. Rapid Displacement Heating (RDH) und Superbatch). Diese Systeme umfassen eine Imprägnierungsstufe mit Schwarzlauge, um den Wärmeverbrauch und gleichzeitig die Sulfid-Anfangskonzentration zu reduzieren und die Alkalizugabe zu vermindern. Diese diskontinuierlichen Systeme wurden entwickelt, um die aktuellen Technologien in einem Kochverfahren zu kombinieren. Die neuesten Kochtechnologien sind DualC und Continuous Batch Cooking (CBC). Das Grundkonzept dieser Technologien beruht auf der Herstellung aller verfahrensbedingten Laugen in separaten Behältern. Während des Umlaufs werden die erforderlichen Bedingungen wie die Alkalikonzentrationen und die Temperatur durch die kontinuierliche Zugabe von Kochemikalien und Dampf angepasst. Der Kocher wird mit Schwarzlauge gefüllt und dann unter Alkali-Profilbestimmung druckimprägniert. Nach der Imprägnierung erfolgt die Heißlaugenverdrängung mit Alkali-Profilbestimmung bei Kochtemperatur zum Erwärmen des Kochers und zum Kochen. Nach der Kochung wird die Kochlauge im Kocher dann mit gekühltem Waschfiltrat verdrängt und abgelassen. Ein potentieller Vorteil dieses Kochverfahrens für die Umwelt ist die verbesserte Bleichfähigkeit des Zellstoffs.

Der Ligningehalt wird gewöhnlich mit einem standardisierten Verfahren als Kappa-Zahl gemessen. Herkömmliche Kochprozesse haben bezüglich des Erreichens möglichst niedriger Kappa-Zahlen ohne Verschlechterung der Zellstoffqualität ihre Grenzen (diese Kappa-Zahl liegt bei 30 - 32 für Weichholz und bei 18 - 20 für Hartholz). Durch Einsatz mehrerer Modifikationen des Kochprozesses kann die Kappa-Zahl beim Kochen von Weichholz auf ein Niveau von 18 - 22 und für Hartholz auf 14 - 16 reduziert werden, während die Ausbeute und die Festigkeitseigenschaften dennoch erhalten bleiben. Die Reduzierung der Kappa-Zahl hängt neben anderen Faktoren von den angewandten modifizierten Kochtechnologien ab und davon, ob nachgerüstete oder neue Anlagen zum Einsatz kommen. Beispielhaft werden die zeitlichen Trends der Kappa-Zahlen in finnischen Sulfatzellstofffabriken bis 1997 in Abbildung 3.31. dargestellt. Der in Abbildung 3.31 dargestellte Trend war zum Zeitpunkt der Verfassung dieses Dokuments noch immer gültig.

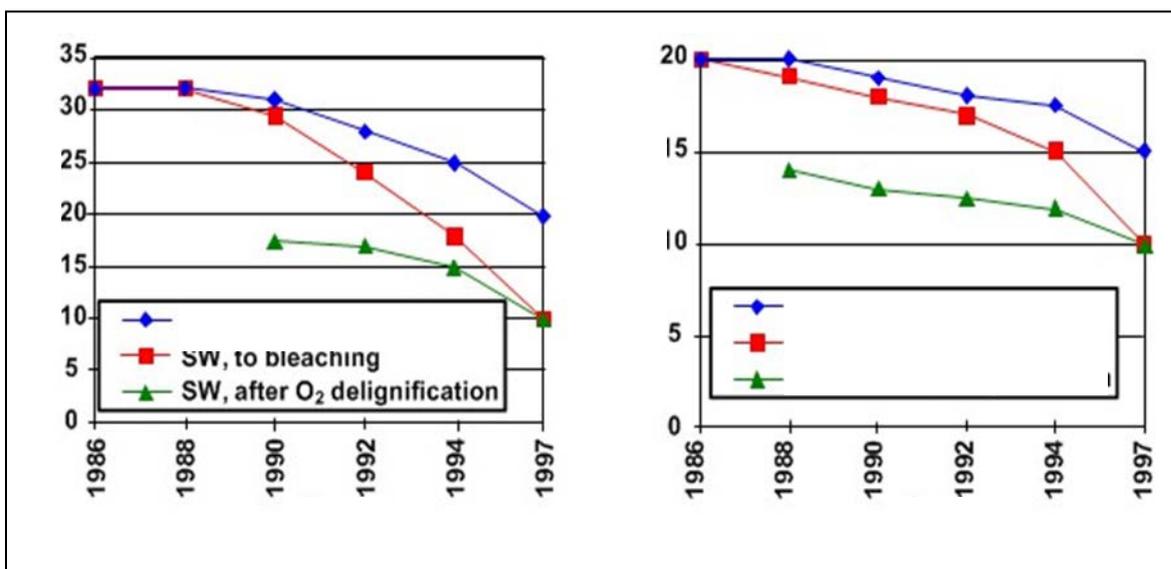


Abbildung 3.31: Zeitliche Trends für die Kappa-Zahl in finnischen Sulfatzellstofffabriken

Seit den späten 1990er Jahren geht der Trend bei der Sulfatzellstoffherstellung dahin, eine höhere Kappa-Zahl nach der Kochung aufrechtzuerhalten, da eine niedrige Kappa-Zahl nach der Kochung mit einer geringeren Holzausbeute und somit höheren Kosten assoziiert wurde. Eine erhöhte Kappa-Zahl nach der Kochung wird durch die Verwendung anderer Delignifizierungsprozesse kompensiert, bei denen O₂ eingesetzt wird, um die Kappa-Zahl vor dem Bleichprozess zu verringern. Die verbesserte Delignifizierung nach der Kochung trägt zu niedrigeren Emissionen der Bleichanlage bei.

Erreichter Umweltnutzen

Die Verringerung des Ligningehalts vor der Bleichanlage hat eine Verringerung der abgeleiteten Schadstoffmenge und gleichzeitig eine Erhöhung der Menge organischer Stoffe, die in den

Ablaugekessel gelangen, zur Folge. Ein niedrigerer Ligningehalt vor der Bleiche bedeutet weniger Ableitungen aus der Bleichanlage nicht nur von organischen Stoffen, sondern zum Beispiel auch von Nährstoffen. Bei Weichholz entspricht eine Kappa-Einheit ungefähr 0,15 % Lignin im Zellstoff. Wenn die Kappa-Zahl im Zellstoff beim Kochen oder bei der Sauerstoff-Delignifizierung (siehe Abschnitt 3.1.6) um eine Einheit reduziert werden kann, würde sich die in der Bleichanlage emittierte CSB-Fracht um ungefähr 2 kg/Tonne luro verringern (die CSB-Fracht aus der TCF-Bleiche kann bis zu 3 kg CSB/Kappa-Zahl betragen). Um jedoch eine Zahl für die gesamte Emission aus der Bleichanlage zu erhalten, muss man die CSB-Verschleppung aus dem geschlossenen Teil des Verfahrens addieren (siehe Abschnitt 3.3.10).

Umweltleistung und Betriebsdaten

Verringerungen der Kappa-Zahlen um 6 - 7 Einheiten für Weichholz und um 4 - 5 Einheiten für Hartholz wurden ohne Abfall der Festigkeitseigenschaften erreicht.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die erweiterte Kochung beeinträchtigt verschiedene Elemente des Prozesses zur Herstellung von Sulfatzellstoff:

- Der Verbrauch an wirksamem Alkali (NaOH + Na₂S) kann sich leicht erhöhen;
- Bei der modifizierten diskontinuierlichen Kochung sinken der Energieverbrauch und die Menge an Abblasdampf in der Kochstufe, aber der Dampfverbrauch für die Schwarzlaugeneindampfung kann steigen.

Unter dem Gesichtspunkt des Umweltschutzes sollte die erweiterte modifizierte Kochung zusammen mit den O₂-Delignifizierungsstufen bewertet werden, da beide Prozesse zusammen den in der Bleichanlage zu entfernenden Ligningehalt und somit die Emissionsfracht bestimmen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Diese Maßnahme kann in neuen und in bestehenden Sulfatzellstofffabriken angewendet werden. Die Machbarkeit modifizierter Kochtechniken muss jedoch in jedem einzelnen Fall bewertet werden.

Bei kontinuierlichen Kochsystemen kann durch die erweiterte Kochung die Anlagenkapazität zurückgehen.

Bei der diskontinuierlichen Kochung kann auf die modifizierte Kochung in herkömmlichen Anlagen umgerüstet werden, wenn die Kocherkapazität ausreichend ist. Modifikationen eines bestehenden diskontinuierlichen Kochsystems können durch zusätzliche diskontinuierliche Kocher und zusätzliche Investitionen ohne Verringerung der Kapazität der Kochanlage erfolgen.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Erhebliche Energieeinsparungen, eine verbesserte Zellstoffqualität, die Verringerung von Emissionen in Gewässer und ein verringerter Verbrauch von Bleichchemikalien stellen wichtige Gründe für die Einführung dieser Technik dar. Da der teuerste Bestandteil bei der Zellstoffherstellung Holz ist, stellt die Erhöhung oder Beibehaltung der Ausbeute ebenfalls ein wesentliches Ziel für die modifizierte Kochung dar.

Anlagenbeispiele

Eine Reihe von Kochern wurde für die Verwendung modifizierter Kochtechniken nachgerüstet oder umgebaut.

Referenzliteratur

[1, Finnish BAT Report 1997], [14, CEPI 1997], [19, G.Sousa 2011].

3.3.4 Sortieren des ungewaschenen Zellstoffs im geschlossenen Kreislauf

Beschreibung

Das Wassersystem in einer Sortieranlage für ungewaschenen Zellstoff kann völlig geschlossen sein, was in den meisten europäischen Fabriken der Fall ist. Mit moderner Holzaufbereitung und modernem Kochprozess verbleiben nach dem Kochen weniger als 0,5 % Knoten und Splitter im Zellstoff. Die Kreislaufschließung trägt zur Verringerung der organischen Stoffe im Abwasser bei und diese werden anschließend zurückgewonnen und im Ablaugekessel verbrannt. Der Ansatz besteht darin, den sauberen Wassergegenstrom durch die Faserlinie zu führen, was nach und nach den Trockensubstanzgehalt der Lauge erhöht.

Erreichter Umweltnutzen

Die Kreislaufschließung trägt zur Verringerung der organischen Stoffe im Abwasser bei. Die Sortieranlage weist keine Abwasserableitungen auf.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Das Sortieren und das Waschen des ungebleichten Zellstoffs im geschlossenen Kreislauf wird in fast allen Fabriken praktiziert.

Medienübergreifende Auswirkungen

Aufgrund der erhöhten einzudampfenden Flüssigkeitsmenge steigt der Energieverbrauch.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Diese Maßnahme kann in neuen und in bestehenden Sulfatzellstofffabriken eingesetzt werden. In einigen bestehenden Fabriken kann die Erhöhung der Kapazität der Eindampfanlage oder des Ablaugekessels erforderlich werden, um die verbesserte Kreislaufschließung in der Wasch- und Sortierabteilung zu meistern.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Investitionen für das Sortieren im geschlossenen Kreislauf liegen bei neuen Fabriken üblicherweise bei 4 - 6 Millionen Euro und bei bestehenden Fabriken bei 6 - 8 Millionen Euro. Für eine Kapazität von 1500 Tonnen luro/Tag betragen die Betriebskosten 0,3 – 0,5 Millionen Euro pro Jahr.

Ein wichtiger Entwicklungsschritt beim Sortieren ist die heute verfügbare Möglichkeit, das Sortieren mit höheren Stoffdichten als früher durchzuführen. Die Vorteile sind dabei niedrigere Investitionskosten und ein geringerer Stromverbrauch.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Verringerung der Emissionen in Gewässer ist der wichtigste Grund für die Einführung dieser Technik.

Anlagenbeispiele

Die meisten Anlagen in Europa.

Referenzliteratur

[14, CEPI 1997].

3.3.5 Sauerstoff-Delignifizierung vor der Bleiche

Beschreibung

Nach der Kochung enthalten die Fasern noch etwas Restlignin, das vor dem abschließenden Bleichen entfernt werden muss. Um die Faserstofffestigkeit zu erhalten, muss das Lignin in selektiver Art und Weise mit einem Minimum an Abbau des cellulosischen Anteils der Faser und mit einem Minimum an Ausbeuteverlust entfernt werden. Etwa die Hälfte des verbleibenden Lignins kann aus dem ungewaschenen Zellstoff entfernt und durch Zugabe von Sauerstoff zu einer alkalischen Fasersuspension zurückgewonnen werden.

Bei der Sauerstoff-Delignifizierung werden Sauerstoff, oxidierte Weißlaug und Magnesiumsulfat in einem Reaktor mit dem Zellstoff entweder bei hohen Stoffdichten (25 – 30 %) oder mittleren Stoffdichten (10 – 15 %) vermischt. Die Sauerstoff-Delignifizierungsstufe wird auch als Sauerstoffbleiche bezeichnet (Sauerstoffstufen werden heute auch in der Bleichanlage eingesetzt und in diesem Bericht wird die Bezeichnung „Sauerstoff-Delignifizierung“ für die Verarbeitung von ungebleichtem Zellstoff verwendet). Zur Aufrechterhaltung der Natriumbilanz der Fabrik wird in der Sauerstoffstufe normalerweise oxidierte Kochflüssigkeit eingesetzt, in der hauptsächlich Natriumhydroxid die alkalische Komponente darstellt und in der Natriumsulfid im Oxidierungsprozess zu Thiosulfat oder Sulfat oxidiert wurde. Der Delignifizierungsreaktor steht unter Druck und die Temperatur wird auf ca. 100 °C angehoben.

Die Sauerstoff-Delignifizierung erfolgt in einer oder zwei Stufen nach der Kochung und vor der Bleiche und es wird ein Delignifizierungsgrad von 40 % bis 70 % erreicht. Eine höhere Delignifizierungsleistung erfordert normalerweise zweistufige Anlagen [1, Finnish BAT Report 1997].

Die Ablage wird im Gegenstrom zum Chemikalienrückgewinnungssystem geführt. In Abbildung 3.32 und Abbildung 3.33 sind Beispiele für ein Verfahrens-Layout für den einstufigen und zweistufigen Delignifizierungsprozess wiedergegeben.

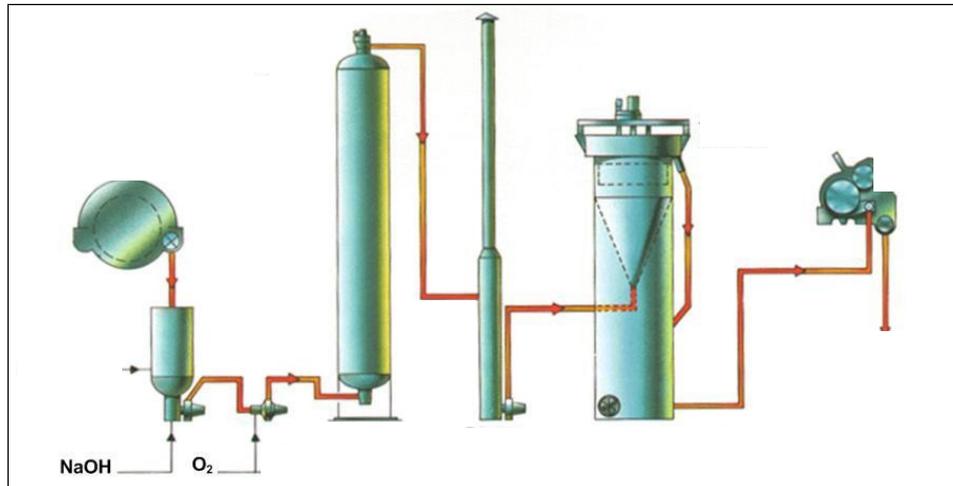


Abbildung 3.32: Einstufige Sauerstoff-Delignifizierung

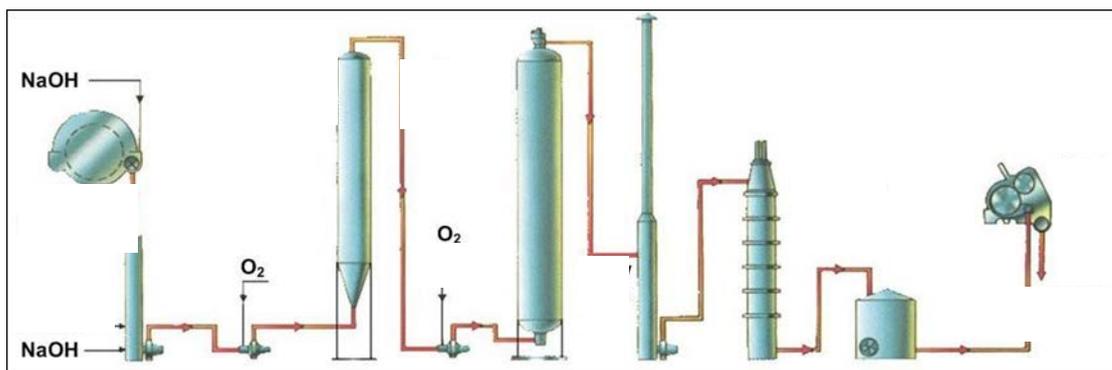


Abbildung 3.33: Zweistufige Sauerstoff-Delignifizierung

Erreichter Umweltnutzen

Der Hauptnutzen der Sauerstoff-Delignifizierung ist die Verringerung des Chemikalienbedarfs für das abschließende Bleichen, die Senkung der Kosten für Bleichchemikalien sowie der Rückgang der Schadstofffracht aus der Bleichanlage (CSB und chlorierte organische Verbindungen aus dem abschließenden Bleichen im Falle der ECF-Bleiche).

Umweltleistung und Betriebsdaten

Moderne Fabriken sind immer für eine Kombination aus modifiziertem Kochen und Sauerstoff-Delignifizierung konzipiert. Hinsichtlich der Umweltauswirkungen (Einleitungen von CSB und AOX) sind beide Techniken zusammen zu betrachten.

Die Reduktion der Kappa-Zahl, der organischen Stoffe und des Chemikalienverbrauchs bei der Sauerstoff-Delignifizierung steht in engem Zusammenhang mit der Reinigungseffizienz der Waschanlagen zwischen den Sauerstoff-Stufen. Die Vorteile für die Umwelt sind ohne effizientes Waschen nicht erreichbar (siehe Abschnitt 3.3.10).

Die Festigkeitseigenschaften von sauerstoffgebleichtem Zellstoff und herkömmlich gebleichtem Zellstoff sind sehr ähnlich, obwohl der sauerstoffgebleichte Zellstoff niedrigere mittlere Viskositäten aufweist. Bei der gegebenen Reißlänge werden beim spezifischen Berstwiderstand und spezifischen Weiterreißwiderstand keine wesentlichen Unterschiede festgestellt.

Nach der Erfahrung einiger Fabriken führt eine Sauerstoffstufe vor der Bleichsequenz für Weichholz zu mehr Partikeln und Splittern.

Medienübergreifende Auswirkungen

Bezüglich des Energieverbrauchs führt diese Maßnahme aufgrund der gelösten organischen Stoffe zu leicht erhöhter Energierückgewinnung, aber auch zu einer Verringerung des Heizwerts der Schwarzlauge durch die anorganischen Stoffe.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Diese Maßnahme kann in neuen und in bestehenden Sulfatzellstofffabriken eingesetzt werden.

Die Installation einer Sauerstoff-Delignifizierungsphase in einer bestehenden Sulfatzellstofffabrik kann zum Rückgang der Faserlinienproduktion führen, wenn im gesamten Rückgewinnungssystem nicht genügend Kapazität vorhanden ist.

Der zusätzliche Dampfbedarf für die Eindampfanlage liegt bei 0 - 4 % für Systeme mit hoher Stoffdichte und bei 4 - 10 % für Systeme mit mittlerer Stoffdichte. Die gesamte zusätzliche Feststofffracht beträgt für Weichholz ca. 70 kg/t und für Hartholz 45 kg/t.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Für eine Produktion von 1 500 Tonnen gebleichtem Zellstoff lufttrocken/Tag betragen die Investitionskosten für ein System zur Sauerstoff-Delignifizierung üblicherweise 35 – 40 Millionen Euro. Die entsprechenden Betriebskosten belaufen sich auf 2,5 – 3,0 Millionen Euro pro Jahr. Allerdings führt die Sauerstoff-Delignifizierung zu einem verringerten Chemikalienverbrauch beim Bleichen. Die Sauerstoff-Delignifizierung ist eine typische Maßnahme für Optimierungsprogramme, um die Bleichchemikalien durch Senkung der Kappa-Zahl zu verringern. Letztlich ergibt sich ein Spareffekt, der von der Holzart abhängt.

Wird die Sauerstoff-Delignifizierung angewendet, hat dies Auswirkungen auf den Ablaugekessel und den Kalkofen. Bei bestehenden Fabriken wurde von zusätzlichen Feststofffrachten zum Ablaugekessel von bis zu 10 % berichtet und im Allgemeinen sind es zusätzlich mindestens 4 - 6 %. Damit würde eine 4 - 6 % höhere Kapazität in der Kaustifizierung und im Kalkofen benötigt. Sollte diese Kapazität nicht verfügbar sein, würde dies normalerweise zu einem entsprechenden Verlust an Produktionskapazität in der gesamten Fabrik führen.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Verringerung der Emissionen in Gewässer (Abwasserbehandlungsanlage und aufnehmendes Gewässer) ist ein Hauptgrund für die Einführung dieser Maßnahme.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Anlagen in Europa und Amerika.

Referenzliteratur

[1, Finnish BAT Report 1997], [14, CEPI 1997].

3.3.6 Moderne ECF-Bleiche

Beschreibung

Das Ziel der Bleiche ist ein hoher und stabiler Weißgrad. Die ECF-Bleiche (elementarchlorfreies Bleichen) besteht aus einer Bleichabfolge ohne Einsatz von Elementarchlor, d. h. Chlorgas (Cl_2). Bei ECF-Bleichen stellt Chlordioxid (ClO_2) normalerweise das wichtigste Bleichmittel dar. Die Ligninentfernung durch die Bleiche wird in mehreren Stufen durchgeführt. In den ersten beiden Stufen wird vor allem Lignin herausgelöst und extrahiert und die nachfolgenden Stufen dienen zur Entfernung der Ligninreste und zur abschließenden Behandlung des Produkts. Eine Bleichanlage besteht aus einer Abfolge von voneinander getrennten Bleichstufen, denen unterschiedliche Chemikalien oder Chemikalienmischungen zugegeben werden (siehe Tabelle 3.21).

Zu den alternativen Bleichstufen, die beim modernen ECF-Bleichen zur Minimierung des Chlordioxidverbrauchs eingesetzt werden, gehören folgende Bleichstufen bzw. Kombinationen dieser Stufen: Sauerstoffbehandlung, Heißsäure-Hydrolyse ($A_{\text{heiß}}$), Ozonbehandlung (Z) bei mittlerer und hoher Stoffdichte, Behandlung mit atmosphärischem Wasserstoffperoxid (P) und mit komprimiertem Wasserstoffperoxid (PO) oder die Anwendung einer heißen Chlordioxidstufe ($D_{\text{heiß}}$). Die endgültige Konzipierung einer Bleichanlage hängt von den Prioritäten in Bezug auf die Kosten der chemischen Produkte, die Betriebskosten, die Ausbeuten des Bleichprozesses, die betriebliche Flexibilität und spezifische Prozesseinschränkungen ab.

Die Einbeziehung von Stufen wie der Säure-Hydrolyse, der Behandlung mit komprimiertem Peroxid, Peressigsäure und/oder Ozon in die Bleichsequenzen zielt darauf ab, die Umweltbelastung zu verringern

(niedrige ClO₂-Zugabe, niedriges Abwasservolumen, niedrige CSB-Emissionsfracht von der Bleichanlage) und ermöglicht die teilweise Schließung des Abwasserkreislaufs von der Bleichanlage (siehe Abschnitt 3.3.8). Diese Bleichsequenzen erfüllen die Anforderungen an die Zellstoffqualität und die Wirtschaftlichkeit der Bleichanlage und führen zu einer niedrigen Umweltbelastung durch den Bleichprozess.

ECF-Bleichen unterscheidet sich für Weichholz und Hartholz. Grundsätzlich erfordert das Erreichen eines bestimmten Weißgrades bei Hartholz weniger Chemikalien als bei Weichholz, was normalerweise bedeutet, dass die Anzahl der Bleichstufen geringer sein kann.

Beispiele für moderne Bleichsequenzen sind in Tabelle 3.21 aufgeführt. Die Auflistung ist nicht erschöpfend und es können weitere Optionen für Bleichsequenzen vorhanden sein oder entwickelt werden. Alle Optionen stellen eine Kombination von Stufen und Prozessen dar, mit denen der Bleichprozess zum Herstellen der besten Zellstoffqualität (abhängig von den Sorten und der Endanwendung) und die Gesamtumweltbelastung des Verfahrens durch die Verringerung des Energie- und Wasserverbrauchs und die Belastung durch die Abwässer optimiert werden soll.

Tabelle 3.21: Moderne Zellstoffbleichsequenzen

Moderne Bleichsequenzen			
O/OEDDP	O/OADED	O(OPDQ(PO)	OmPZPZP
O/ODED	O/OZEDD	OQ(PO)(DQ)(PO)	O/O(Q)OP(Paa/Q)PO
O/OEDDD	O/OADPZP	OQXOP/ODEPD Paa	
O/OADEDDP	O/OZDP	O/O(Q)OPDPO	
Anmerkung: Die verwendeten Abkürzungen sind nachstehend aufgeführt: A = Säurewäsche zum Entfernen von Metallelementen aus Zellstoff D = Chlordioxid E = Alkalische Extraktion EO = Alkalische Extraktion, verstärkt mit Sauerstoff EP = Alkalische Extraktion, verstärkt mit Wasserstoffperoxid EOP = Alkalische Extraktion, verstärkt mit Sauerstoff und Wasserstoffperoxid mP = Modifiziertes Peroxid O = Sauerstoff P = Wasserstoffperoxid (H ₂ O ₂) Paa = Peressigsäure Q = Komplexbildner X = Xylanase Z = Ozon ZD = Ozon und Chlordioxid, die nacheinander in der gleichen Stufe hinzugegeben werden.			
Quelle: Finnisches Umweltinstitut			

Die alkalischen (E) Stufen können mit Sauerstoff oder Peroxid oder beidem verstärkt werden. Die Sauerstoffstufe (O) wird normalerweise in einer oder zwei Stufen ausgeführt. Die D-Stufe kann anstelle der Paa/Q-Stufe ebenfalls ausgeführt werden.

Die Bleichsequenzen, die in den Eukalyptus-Zellstofffabriken neuester Bauart eingesetzt werden, sind in Tabelle 3.22 aufgeführt.

Tabelle 3.22: Moderne Bleichsequenzen von Fabriken zur Herstellung von Sulfatzellstoff auf Eukalyptusbasis

Fabriken zur Herstellung von Sulfatzellstoff auf Eukalyptusbasis	Bleichsequenz
Veracel	AD ₀ EOP D ₁ P
Aracruz C	AD ₀ EOP D ₁ D ₂
Ripasa	D _{heiß} PO D ₁

UPM Fray Bentos	AD EOP D P
Ence-Navia	D ₀ EOP D ₁
Valdivia Arauco	D ₀ EOP D ₁ D ₂
Nueva Aldea	D _{heiß} EOP D ₁ D ₂
Santa Fe CMPC	AD ₀ EOP D ₁ D ₂
<i>Quelle:</i> [73, ASPAPEL/CELPA 2010]	

Säurestufe (A)

Alle Zellstoffe enthalten Hexenuronsäuren (HexA), die während des Kochvorgangs aus Xylanen gebildet werden. Der HexA-Gehalt in Zellstoff aus Weichholz und Hartholz beträgt 20 - 30 mmol/kg bzw. 40 - 70 mmol/kg und in einigen Eukalyptuszellstoffen sogar bis zu 85 mmol/kg. HexA verbrauchen Bleichchemikalien wie Chlordioxid, Ozon und Peressigsäure. Ungefähr 10 mmol/kg HexA entsprechen einer Kappa-Zahl. HexA kann durch milde Säurehydrolyse (pH-Wert 3 - 3,5, Temperatur 85 - 95 °C und Zeitdauer 120 - 180 Min.) entfernt werden, wodurch Bleichchemikalien eingespart werden können. Der Umfang der Einsparungen und die Wirtschaftlichkeit der Einführung dieses Prozesses (neuer Turm und neue Waschstufe) hängt vom HexA-Gehalt des Zellstoffs und der effektiven Verringerung des Chemikalienverbrauchs ohne Verluste bei der Ausbeute und Verschlechterungen der Zellstoffqualität ab [24, Furtado 2001]. Die erste ganze Bleichsequenz, in der eine A-Stufe mit der Bleiche kombiniert wurde, wurde 2002 in der Zellstofffabrik in Aracruz (Brasilien) und später auch in anderen südamerikanischen Fabriken, die Eukalyptus-Zellstoff mit hohem HexA-Gehalt verwenden, angewendet. Die A-Stufe wird ohne Zwischenwäsche vor der Chlordioxidstufe (D₀) oder mit Zwischenwäsche vor der ersten Ozonstufe (Z) angewendet.

Chlordioxid weist unter den technischen Bleichchemikalien die höchste Selektivität auf. Wird in der ersten Bleichstufe ausschließlich mit Chlordioxid gebleicht, bedeutet dies, dass der Gesamteinsatz an wirksamem Chlor erhöht werden muss und Sauerstoff und Wasserstoffperoxid in den Extraktionsstufen verstärkt einzusetzen sind.

Seit kurzem wird auch eine Chlordioxidstufe mit hoher Temperatur (gewöhnlich über 90 °C) und einer langen Verweildauer (D_{heiß}) angewendet, die schnellere Delignifizierungsreaktionen des Chlordioxids bewirkt. In dieser Stufe reagiert Chlordioxid zuerst schnell mit dem Lignin des Zellstoffs und dann wird der Zellstoff den Säurehydrolysebedingungen ausgesetzt, die die Entfernung von HexA fördern, d.h. über einen langen Zeitraum (ungefähr 2 Stunden), einer Temperatur über 90 °C und einem niedrigen pH-Wert [20, Pikka 2007].

Peroxid kann an mehreren Stellen sowohl in ECF- als auch in TCF-Bleichsequenzen angewendet werden (siehe Abschnitt 3.3.7). Die Optimierung des Bleichprozesses wird mit dem Ziel ausgeführt, die beste Leistung sowohl in Bezug auf die Zellstoffqualität als auch die Bleichkosten zu erzielen.

Das Bleichen mit **Ozon** wird sowohl für ECF- als auch für TCF-Zellstoffe verwendet (siehe Abschnitt 3.1.12.2).

Es wurde berichtet, dass Enzyme (z. B. Xylanase) im großtechnischen Maßstab von mindestens drei Fabriken in Kanada eingesetzt wurde, um die Bleichleistung zu verbessern [211, Technical University of Denmark und Novozymes 2007]

Erreichter Umweltnutzen

Mit der ECF-Bleiche können 2,3,7,8-TCDD und 2,3,7,8- TCDF auf ein unter der Nachweisgrenze liegendes Niveau reduziert werden. Allerdings ist die vollständige Elimination von Dioxinen in den Abwässern aus der ECF-Bleiche eine Frage der Kappa-Zahl und der Reinheit des ClO₂. Mit einer hohen Kappa-Zahl und verunreinigtem ClO₂ (d.h. hohe Konzentration an Cl₂) steigt die Wahrscheinlichkeit der Dioxinbildung. Mit der modernen ECF-Bleiche kann auch die Bildung von Chlorphenolen und Chloroform verhindert und die Bildung chlorierter organischer Verbindungen (AOX) verringert werden. Siehe auch Abschnitt 3.1.7, in dem die moderne ECF-Bleiche der TCF-Bleiche gegenübergestellt wird („Discussion about modern ECF versus TCF bleaching“).

Umwelleistung und Betriebsdaten

Die Herstellung von ECF-Zellstoff ist in europäischen Zellstofffabriken gängige Praxis. Alle Fabriken nutzen eine Kombination der verfügbaren Stufen und Prozesse, um den Bleichprozess zum Herstellen der besten Zellstoffqualität (abhängig von den Sorten und der Endanwendung) zu optimieren. Die Gesamtumweltbelastung des Bleichverfahrens kann jedoch durch die Senkung des Energie- und Wasserverbrauchs und die Belastung durch die Abwässer verringert werden. Siehe auch Abschnitt 3.3.8.

ECF-Zellstofffabriken, in denen der Zellstoff eine niedrige Kappa-Zahl aufweist, wenn er in die Bleichanlage eintritt und die eine oder zwei ClO₂-Stufen in Kombination mit anderen Bleichmittelstufen verwenden, erreichen Werte von chlororganischen Verbindungen in Höhe von <0,2 kg AOX/Tonne luro. Einige dieser Fabriken, die nur eine geringfügige Menge an Chlordioxid zuführen, verwenden den Begriff „ECF-light“, um eine Eigenschaft der Fabrik zu beschreiben, obwohl dieser Begriff in der Branche nicht eindeutig definiert ist.

Weitere Daten zum Gesamtabwasser nach der biologischen Behandlung sind in Abschnitt 3.3.13 beschrieben.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es treten keine signifikanten Auswirkungen auf.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Allgemein anwendbar. In bestehenden Fabriken müssen Verbesserungen der Bleichstrategie zu den vorhandenen Prozessanlagen passen, die weiterhin verwendet, an eine andere Stelle verlagert und durch neue Prozessanlagen ergänzt werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

In Tabelle 3.23 sind die spezifischen Betriebskosten der wesentlichen Bleichchemikalien, die für Eukalyptus-Zellstoff in einer Reihe alternativer Bleichsequenzen verwendet werden, unter Berücksichtigung verschiedener Weißgrade luftgetrockenen Zellstoffs aufgeführt (andere Kosten sind nicht enthalten). Alle Kostenwerte wurden für einen auf der Grundlage von Labortestergebnissen geschätzten Verbrauch berechnet. Folgende Bleichchemikalienwerte wurden für die Berechnung der Betriebskosten zugrunde gelegt: 0,342 US\$/kg NaOH; 0,8 US\$/kg ClO₂, 0,08 US\$/kg H₂SO₄; 0,75 US\$/kg H₂O₂; 0,1 US\$/kg O₂; 1,5 US\$/kg O₃; 0,23 US\$/kg MgSO₄.

Tabelle 3.23: Spezifische Betriebskosten der wesentlichen Bleichchemikalien, die alternativen Bleichsequenzen verwendet werden, unter Berücksichtigung verschiedener Weißgrade lufttrockenen Sulfatzellstoffs.

Alternative Bleichsequenzen Weißgrad Zellstoff luto, %	Bleichchemikalienkosten, US\$/Tonne ofentrockener Zellstoff				
	91	92	93	93,5	94
D(EOP)DP (Referenz)	26,01	27,15	28,97		
D(EOP)DP (übermäßige Wäsche)	25,41	25,99	28,06		
D(EOP)D(PO)	20,51	22,49			
Dheiß(EOP)DP		19,72	22,16	25,04	
Dheiß(EOP)D(PO)		19,01	20,41	20,92	
AheißD(EOP)DP	19,25	19,78	20,95	21,48	
Aheiß(ZhcD)(EOP)DP			25,25	26,05	26,61
Aheiß(EOP)(ZhcD)P	23,30	26,86	28,19		
AheißZhcDP	17,63	23,80			
(ZmcD)(EOP)DP			24,50	26,40	27,05
(ZmcD)(EOP)DP			25,16	25,42	26,30
D(EOP)ZhcP	27,17				
D(EOP)(ZhcD)P		21,50	23,40		

Anmerkung: Die verwendeten Abkürzungen sind nachstehend aufgeführt:
A = Säurewäsche zum Entfernen von Metallelementen aus Zellstoff
D = Chlordioxid
EOP = Alkalische Extraktion, verstärkt mit Sauerstoff und Wasserstoffperoxid
PO = Peroxidbleiche unter Druck
Q = Komplexbildner
Z = Ozon
ZD = Ozon und Chlordioxid, die nacheinander in der gleichen Stufe hinzugegeben werden. hc = hohe Stoffdichte; mc = mittlere Stoffdichte.
Quelle: [77, Costa et al. 2009]

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Verringerung der Emissionen von adsorbierbaren organisch gebundenen Halogenen in Gewässer (Abwasserbehandlungsanlage und aufnehmendes Gewässer) ist der Hauptgrund für die Einführung dieser Maßnahme.

Anlagenbeispiele

Die meisten Anlagen in Europa und weltweit wenden die ECF-Bleiche an. Viele Fabriken haben im letzten Jahrzehnt in ECF-Bleichsequenzen mit niedriger Umweltbelastung investiert. [78, Hostachy 2010] führt 21 Sulfatzellstofffabriken weltweit auf, die zum Beispiel die Ozonbleiche in ihrer Faserlinie verwenden.

Referenzliteratur

[20, Pikka 2007], [24, Furtado 2001], [72, R.Campo et al. 2009], [77, Costa et al. 2009],
[78, Hostachy 2010], [211, Technical University of Denmark und Novozymes 2007].

3.3.7 TCF-Bleiche

Beschreibung

Die Technik des total chlorfreien Bleichens (TCF-Bleiche) entspricht einem Bleichprozess, der ohne jegliche chlorhaltige Chemikalien durchgeführt wird, wodurch die Erzeugung organisch gebundenen Chlors im Zellstoff und Abwasserstrom vermieden wird. In der TCF-Bleiche werden als Bleichchemikalien üblicherweise Wasserstoffperoxid (P) zusammen mit Ozon (Z) oder Peressigsäure (Paa) eingesetzt. Unter der Voraussetzung, dass der Zellstoff nach dem Kochen und der Sauerstoff-Delignifizierung, d. h. bevor der Zellstoff in die Bleichanlage eintritt, eine erforderlich niedrige Kappa-Zahl aufweist und dass die Übergangsmetalle (z. B. Mn²⁺) in den erforderlichen Komplexbildungsstufen (Q-Stufen) entfernt wurden,

ist es möglich, den für den Markt erforderlichen Weißgrad mit Peroxid als alleiniger Bleichchemikalie zu erreichen. Allerdings ist die Dosier-Wirkungskurve für den Weißgrad in Abhängigkeit vom Peroxidverbrauch bei hohen Weißgraden ziemlich flach. Dies bedeutet, dass sogar kleine Abweichungen der Kappa-Zahl zu Beginn des Prozesses zu recht hohen Bleichkosten und einer Verringerung der Zellstoffqualität wegen des niedrigen Weißgrades führen können.

Eine Möglichkeit zur Reduzierung des Wasserstoffperoxidverbrauchs besteht in der Einführung einer Ozonstufe als Teil der Bleichabfolge und zwar vor der Peroxidstufe (ZQP). Das Bleichen mit Ozon wird auch für die ECF-Bleiche verwendet (siehe Abschnitt 3.3.6). Der Hauptzweck für den Einsatz von Ozon dient einer höheren Delignifizierungswirkung. Ozon aktiviert die Fasern in Richtung Peroxid, was zu einem höherem Weißgrad und einem niedrigerem Peroxidverbrauch führt. Ozon ist sehr wirksam zur Reduzierung der Peroxidmenge, die zur Erreichung sogar sehr hoher Weißgrade benötigt wird. Ein Nachteil des Ozoneinsatzes besteht darin, dass bei höheren Dosierungen die Celluloseketten angegriffen werden können.

Ozon wird durch stille elektrische Entladung in einem Sauerstoffstrom erzeugt. Wegen der hohen Kosten für die Ozongeneratoren und den Zusatzeinrichtungen für die Ozonerzeugung erfordert die Ozonbleiche (O_3) sehr hohe Investitionen. Da die Ozonkonzentration im Sauerstoffstrom nur ca. 12 – 16 % beträgt, sind relativ große Sauerstoffmengen erforderlich. Deshalb sind die Betriebskosten wegen der relativ hohen Kosten für die Sauerstoffversorgung (die für die Ozonerzeugung benötigt wird) sowie wegen des hohen Stromverbrauchs ziemlich hoch. Andererseits ist die Effizienz von Ozon viel höher als bei anderen Bleichchemikalien (z. B. ist sein Oxidierungsvermögen zweimal höher als das von Chlordioxid).

Persäuren sind mittlerweile, zum Beispiel in Form von Peressigsäure (Paa), am Markt verfügbar. Diese Bleichchemikalie ist eine wertvolle Ergänzung in einer der Wasserstoffperoxidstufe vorgelagerten Stufe, wo sie anstelle von Ozon eingesetzt werden kann. Der volle Weißgrad kann sogar dann erreicht werden, wenn der ungebleichte Zellstoff eine etwas höhere Kappa-Zahl als die niedrigste aufweist. Der Nachteil von Peressigsäure liegt in den noch immer ziemlich hohen Kosten.

Beispiele für unterschiedliche TCF-Bleichsequenzen sind in Tabelle 3.24 aufgeführt.

Tabelle 3.24: TCF-Bleichsequenzen für die TCF-Bleiche bei der Herstellung von Sulfatzellstoff aus Weichholz und Hartholz

TCF/Weichholz	TCF/Hartholz
Q(EP)(EP)(EP)	QPZP
Q(OP)(ZQ)(PO)	Q(OP)(ZQ)(PO)
Q(EOP)Q(PO)	Q(EOP)Q(PO)
Q(OP)ZQ(PO)	Q(OP)ZQ(PO)
Q/OP/(Q+Paa)/PO	O/OZPZP
O/O(Q)OP(Paa/Q)PO	OmPZPZP
Anmerkung: Die verwendeten Abkürzungen sind nachstehend aufgeführt: Q = Säurestufe, für die die Komplexbildner EDTA oder DTPA für die Entfernung von Metallen eingesetzt wurden EP = Extraktionsstufe unter Einsatz von NaOH mit anschließender Zugabe einer H_2O_2 -Lösung als Verstärkungsmittel EOP = Alkalische Extraktions- und Bleichstufe unter Einsatz von Natriumhydroxid mit der anschließenden Zugabe von Sauerstoff und einer Wasserstoffperoxidlösung als Verstärkungsmittel EO = Extraktionsstufe unter Zugabe von NaOH mit anschließender Zugabe von gasförmigem Sauerstoff als Verstärkungsmittel; P = Alkalische Stufe unter Zusatz von H_2O_2 als Flüssigkeit Z = Ozon-Bleichstufe unter Einsatz von gasförmigem O_3 PO = Peroxidbleiche unter Druck.	

Die erste TCF-Bleichsequenz basierte auf dem Einsatz von Peroxid unter alkalischen Bedingungen und ein hoher Einsatz von Wasserstoffperoxid ist immer noch das Hauptmerkmal aller TCF-Bleichsequenzen. Der

Zerfall von Peroxid wird durch bestimmte Metallionen katalysiert, die in einer Säurestufe vor der Peroxidstufe entfernt werden müssen.

Peroxid kann an mehreren Stellen auf verschiedene Weise angewandt werden:

- Verstärkung einer ersten milden Sauerstoffstufe (niedrige oder mittlere Zugabemenge): OP
- Verstärkung von alkalischen Extraktionsstufen (niedrige Zugabemenge): EP
- Abschließende Einstellung des Weißgrades in Dickstofftürmen (niedrige Zugabemenge): P
- Getrennte Delignifizierungs-/Bleichstufe (hohe Zugabemenge): P
- Getrennte Delignifizierungs-/Bleichstufe unter Druck (hohe Zugabemenge): PO.

Die Vorbehandlung des Zellstoffs mit einem geeigneten elektrophilen Mittel vor dem Bleichen mit Peroxid kann die Fasern „aktivieren“ und ihre Reaktion auf Peroxid verbessern. Ozon kann diese Art von Effekt fördern.

Ozon ist zur wichtigsten Ergänzung des Bleichens mit Peroxid bei TCF-Bleichsequenzen geworden. Der Hauptzweck für den Einsatz von Ozon dient einer höheren Delignifizierungswirkung. Ozon aktiviert die Fasern für Wasserstoffperoxid, was einen höheren Weißgrad und einen etwas niedrigeren Wasserstoffperoxidverbrauch bewirkt. Auf der anderen Seite ist die Selektivität von Ozon niedrig. Eine zu hohe Dosierung, zu hohe Temperaturen oder die Anwendung anderer ungeeigneter Behandlungen können zu schwerwiegendem Abbau der Cellulose führen. Ozon sollte vorzugsweise unter sauren Bedingungen (pH-Wert ~2 – 3) angewandt werden. Eine zu hohe Temperatur (> 70 °C) beeinträchtigt die Selektivität. Hoher Druck erhöht während des Bleichvorganges die Löslichkeit des Ozons in der wässrigen Phase (es wird davon ausgegangen, dass sich gelöstes Ozon gegenüber Kohlenhydraten weniger aggressiv verhält als Ozon in der Gasphase). Die Stoffdichte ist beim Bleichen mit Ozon ein wichtiger Parameter. Anlagen zum Bleichen mit Ozon werden bei mittleren Stoffdichten (8 - 15 %) oder hohen Stoffdichten (> 30 %) betrieben.

Bei Einsatz von Ozon muss dieses wegen des schnellen Zerfalls von Ozon bei Transport und Lagerung in einer neuen chemischen Produktionsanlage vor Ort erzeugt werden. Die Betriebskosten zur Herstellung von TCF-Zellstoff sind gewöhnlich etwas höher als die für die Herstellung von ECF-Zellstoff.

Erreichter Umweltnutzen

In der TCF-Bleiche ist keine AOX-Bildung nachweisbar. In Fabriken mit TCF-Bleiche macht der Einsatz von Ozon und anderen chlorfreien Bleichchemikalien die Schließung der Filtratströme von den Waschstufen einfacher (siehe Abschnitt 3.3.8). Neben der Vermeidung umweltschädlicher Abwasserströme durch die Anwendung der neuesten Technologie, ermöglicht es diese Technik Fabriken mit TCF-Bleiche außerdem ihren Frischwasserbedarf von ungefähr 25 – 50 m³/Tonne lutro auf 10 – 20 m³/Tonne lutro zu senken. Mit der Eliminierung von Chlor aus dem Bleichprozess, wird durch die TCF-Bleiche auch das mit der Lagerung von Chlor und der Herstellung von Chlordioxid verbundene Umweltrisiko eliminiert.

In modernen Sulfatzellstofffabriken sollte unter dem Gesichtspunkt des Umweltschutzes das Augenmerk weniger auf der ECF- oder TCF-Bleichtechnik liegen, sondern stärker auf die Kombination und Effizienz einer Reihe von Techniken, wie optimierte Koch-, Bleich- und Waschprozesse, eine effiziente Abwasserbehandlung und die Gesamtumweltbelastung der Fabrik (Rohstoffe, Energie- und Wasserverbrauch, Belastung durch die Abwässer) gerichtet werden. Siehe auch Abschnitt 3.1.7, in dem die moderne ECF-Bleiche der TCF-Bleiche gegenübergestellt wird („The discussion about modern ECF versus TCF bleaching“).

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die TCF-Bleiche stellt heute eine gut eingeführte Technologie dar. Viele Fabriken in Europa verfügen über die Möglichkeit, in Abhängigkeit von den Marktanforderungen in separaten Kampagnen TCF-Zellstoff anstelle von ECF-Zellstoff herzustellen. Einige wenige Fabriken stellen ausschließlich TCF-Zellstoff her.

Allerdings haben leicht erhöhte Produktionskosten und fehlende Verbesserungen der Produktqualität den Bedarf an TCF-Zellstoffen begrenzt, sodass ihr Anteil nicht gestiegen ist.

TCF-Zellstofffabriken leiten praktisch keine chlororganischen Verbindungen ab (keine Bildung während der Bleiche).

Medienübergreifende Auswirkungen

Zum Zeitpunkt der Verfassung dieses Dokuments bestehen beim Vergleich der Möglichkeiten für die ECF- und TCF-Bleiche keine relevanten Unterschiede hinsichtlich Chemikalien- und Energieverbrauch. Selbst wenn der Bleichvorgang einen etwas höheren Energieverbrauch aufweist, ist die Gesamtenergieeffizienz einer TCF-Zellstofffabrik nicht höher als die einer ECF-Zellstofffabrik.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Allgemein anwendbar auf Sulfatzellstofffabriken. Das Bleichen mit Ozon ist mit der Herstellung von TCF-Zellstoffen verbunden und wird in einigen Fällen auch für die ECF-Bleiche verwendet.

In bestehenden Fabriken sind zur Umstellung der ECF-Bleichsequenz auf eine TCF-Bleichsequenz normalerweise eine Komplexbildnerstufe, eine neue Sauerstoffstufe und ein Wäscher erforderlich. Werden Wasserstoffperoxid- oder Ozonstufen eingesetzt, kommen zwei neue Bleichtürme zur Anwendung und die Bleichfilter werden umgebaut. Das Bleichen mit Ozon benötigt Ozonerzeuger und einen Ozonreaktor.

In komplett neu errichteten Fabriken sind weniger Veränderungen und geringere Investitionen erforderlich, aber die Betriebskosten liegen vermutlich in der gleichen Größenordnung.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Bei einer neuen Fabrik mit einer Produktion von 1 500 Tonnen luro/Tag sind Investitionen für das Peroxid-Bleichen von 7 - 8 Millionen EUR erforderlich und bei einer bestehenden Zellstofffabrik belaufen sich die Kosten in Abhängigkeit von den Werkstoffen der bestehenden Blecheinrichtungen auf 2 - 5 Millionen Euro. Wenn die Werkstoffe Wasserstoffperoxid vertragen, belaufen sich die Kosten auf 2 - 3 Millionen Euro. Die Betriebskosten sind aufgrund der höheren Kosten für Chemikalien mit 18 - 21 Millionen Euro/Jahr bei der Peroxid-Bleiche wesentlich höher als bei der ECF-Bleiche

Wenn sowohl das Bleichen mit Ozon als auch mit Wasserstoffperoxid eingesetzt wird, sind höhere Investitionen erforderlich. Die Investitionskosten für ein System zum Bleichen mit Ozon für eine Produktion von 1 500 Tonnen luro/Tag betragen 12 - 15 Millionen Euro. Die entsprechenden Betriebskosten belaufen sich auf 1,8 - 2,1 Millionen Euro pro Jahr.

Wichtiger Grund für die Einführung

Bei der TCF-Bleiche werden die AOX-Emissionen in Gewässer reduziert und es werden keine chlororganischen Verbindungen gebildet. Des Weiteren waren ein erhöhtes öffentliches Bewusstsein für die Folgen persistenter organischer Chlorverbindungen für die Umwelt und die Gesundheit seit den 1980er Jahren sowie regulatorische Maßnahmen als Reaktion auf dieses Problem in vielen Zuständigkeitsbereichen die Hauptgründe für die Einführung der TCF-Bleiche. Indem die Erzeugung solcher Verbindungen beim Bleichverfahren eliminiert wurde, ermöglichte die TCF-Bleiche sowohl die Erfüllung der rechtlichen Vorgaben als auch das Decken eines aufkommenden Bedarfs auf umweltbewussten Märkten. Außerdem war auch die Übernahme eines Vorsorgekonzepts in Bezug auf Umweltfragen ein wichtiger Grund für die Einführung der TCF-Bleiche.

Anlagenbeispiele

Einige Anlagen in Europa und weltweit, z. B. die Fabriken von SCA Östrands, Södra Cell in Mönsterås, Mörrum und Värö.

Referenzliteratur

[1, Finnish BAT Report 1997], [14, CEPI 1997], [16, CEPI 1998], [131, SEPA report 1997], [257, Soedra 2009].

3.3.8 Teilweises Recycling des Prozesswassers in der Bleichanlage

Beschreibung

Einige Zellstofffabriken haben ihre Bleichtechnologie so angepasst, dass sie eine teilweise Schließung der Abwasserkreisläufe der Bleichanlage erzielen. Die Filtrate aus den Bleichstufen, die für das Wasserrecycling geeignet sind, werden Prozessen zugeführt, in denen das Wasser und die Chemikalien nützlich sein können. Die Rückführung der Filtrate und die Recyclingpunkte sollten sorgfältig bedacht werden, um Verkrustungen beim Bleichen, insbesondere mit Carbonaten und Oxalaten zu vermeiden.

Eine Voraussetzung für die teilweise Kreislaufschließung in einer Bleichanlage, d. h. die Rückführung der Filtrate zur Chemikalienrückgewinnung, ist die Verringerung der Wasserströme durch die Bleichanlage. Dies kann durch Gegenstromführung der Bleichfiltrate von der letzten Bleichstufe entlang der Prozessabfolge über die Wascheinrichtungen der Sauerstoffstufe hin zu den Braunstoffwäschern erreicht werden. Die Steigerung der Kreislaufschließung in einer Bleichanlage erfordert zusätzliche Speicherkapazität für die internen Wasserströme und einen Umbau des Wasserverteilungssystems sowie effiziente Zellstoffwaschanlagen.

Zum Zeitpunkt der Verfassung dieses Dokuments (2013) stellen die Probleme, die durch die erhöhte Konzentration organischer und anorganischer Stoffe (der sogenannten nicht verfahrensbedingten Stoffe) in teilweise geschlossenen Wasserkreisläufen entstehen, die größte Hürde für eine weitere Verringerung des Wasserverbrauchs in der Bleichanlage dar. Die Schließung von Wasserkreisläufen verursacht folgende Probleme - nicht nur in der Bleichanlage [18, RAIZ 2011].

- Erhöhter Cl- und K-Gehalt der Ablaugekesselasche, was zu Verstopfungen und erhöhter Korrosion dieser Anlagen führen kann. Das Auslaugen und die Eindampfung/Kristallisation der Ablaugekesselasche werden im großtechnischen Maßstab angewendet.
- Erhöhter Inertanteil im Kalkkreislauf aufgrund der Phosphoranreicherung in diesem Kreislauf.
- Vermehrte Bildung von Ablagerungen und Belägen, hauptsächlich in der Bleichanlage durch die erhöhte Konzentration von Ca, Ba, C₂O₄, CO₃ und SO₄ bei Bleichzellstoffen und Filtraten.
- Erhöhter Verbrauch von Bleichchemikalien infolge der vermehrten Verschleppung organischer Stoffe bei Zellstoffen.
- Verringerung der Selektivität einiger Oxidationsmittel infolge der erhöhten Übergangsmetallkonzentration.
- Verringerte Zellstoffqualität durch schädliche Harzablagerungen oder andere Ablagerungen.

Im Zellstoff ist Calcium enthalten und im Zuge aller oxidativen Bleichverfahren wird eine nennenswerte Menge an Oxalsäure gebildet. Sofern ein alkalisches Filtrat für einen aus der Säurestufe kommenden Zellstoff eingesetzt wird oder mit einem sauren Filtrat gemischt wird, das gelöstes Calcium enthält, besteht die Gefahr der Ausfällung von Calciumoxalat. Die Ausfällungsneigung von Calciumoxalat steigt bei höheren Calcium- und Oxalatkonzentrationen, d. h. je stärker ein Wasserkreislauf geschlossen ist oder umso mehr die Filtrate zurückgeführt werden, umso höher ist die Gefahr der Ausfällung oder Belagbildung. Dieses Problem ist noch immer ungelöst. Es ist fast unmöglich, den Abwasseranfall in der Bleichanlage unter 10 – 15 m³/Tonne luro zu bringen.

Weitere Wassereinsparungen hängen vom Vorhandensein wirksamer und großtechnisch umgesetzter „Nieren“ zum Ausschleusen aus dem System von Calcium, Oxalat oder störenden „nicht verfahrensbedingten Stoffen“ wie K, Cl oder Phosphor, die den Bleichprozess, die technischen Anlagen, den Chemikalienrückgewinnungszyklus oder die Zellstoffqualität beeinträchtigen können, ab.

Es gibt Verweise auf die folgenden Prozesse, die als selektive „Nieren“ in der Bleichanlage fungieren:

- Ionenaustausch mit Festbettharz;
- Eindampfen;
- Membranfiltration;
- Auslaugen von Hackschnitzeln.

Diese „Nieren“-Technologien sind noch nicht vollständig entwickelt oder im vollen Fabrikmaßstab umgesetzt. Sie befinden sich entweder noch im Labor- oder Pilotstadium oder werden als Demonstrationsprojekt untersucht. Keiner der Vorschläge konnte bis jetzt eine vollständige und integrierte Lösung für das Problem bieten. Die Membranfiltration dient zum Beispiel kaum zur Behandlung von Ionen und der Ionenaustausch kann die organischen Stoffe, die in den geschlossenen Wasserkreisläufen zurückgeführt werden, nicht verringern etc.

Daher werden Bleichanlagen mit vollständig geschlossener Kreislaufführung nicht als verfügbare Technik betrachtet. Es ist jedoch möglich, die Filtrate in zwei gegenläufigen Strömen zu führen, einem sauren und einem alkalischen. Das alkalische Wasser kann für die Zellstoffwäsche in anderen Prozessteilen als dem Bleichen eingesetzt werden. Dies führt in der Bleichanlage im Vergleich zu herkömmlichen Systemen zu einer beträchtlichen Reduktion der Volumenströme und der Abwassereinleitungen.

Erreichter Umweltnutzen

Diese Maßnahme führt zu einer Reduktion der CSB-Frachten und der Volumenströme. Die erreichte Leistung hängt in hohem Maße von der Holzart, der Wasserqualität, der Bleichsequenz, der Waschanlage und der Gesamtverfahrenskonzeption ab.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Abbildung 3.34 zeigt beispielhaft eine kürzlich nachgerüstete Bleichanlage, die für die Verarbeitung von gebleichtem Weichholz-Zellstoff oder alternativ von gebleichtem Hartholz-Zellstoff bei niedrigem Abwasservolumenstrom und niedriger Schadstofffracht konzipiert wurde. Die Chemikalien, mit denen der Zellstoff in der O₂-Delignifizierungs- und Ozonstufe behandelt wird sowie das Material, das im Braunstoffwäschebereich aus dem Zellstoff entfernt wird, sind mit dem Schwarzlaugerückgewinnungssystem kompatibel. Daher wird das Filtrat aus der Waschpresse nach der Ozonstufe für die vollständige Gegenstromwäsche durch die Waschpresse nach der Sauerstoffbehandlung und die Braunstoffwäscher verwendet und in den Rückgewinnungsbereich geleitet, wo es eingedampft und im Ablaugekessel verbrannt wird.

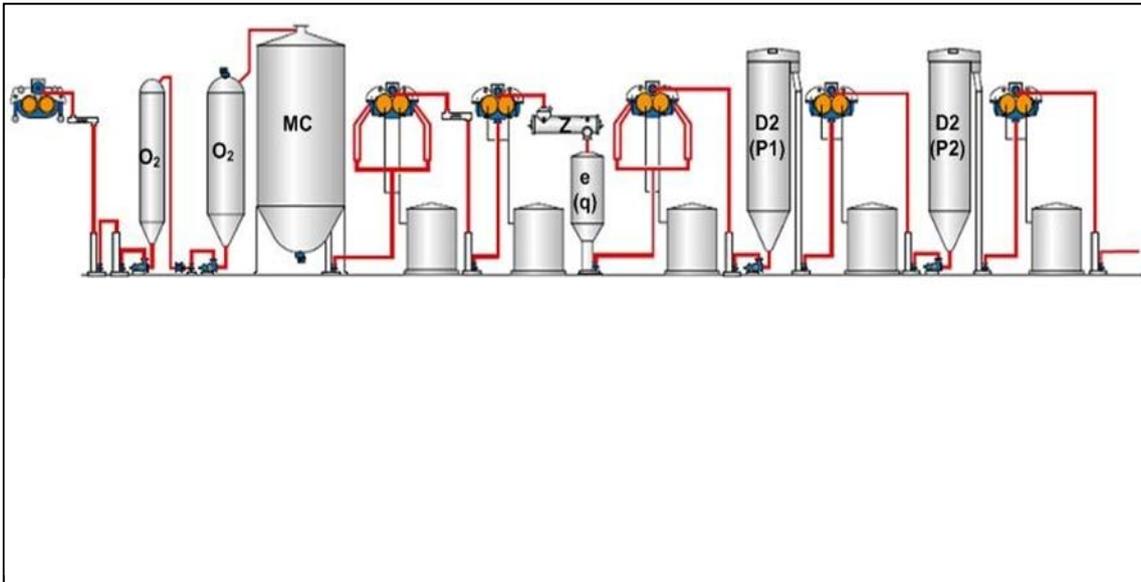


Abbildung 3.34: Beispiel für ein Bleichanlagenkonzept mit niedrigem Abwasservolumen und niedriger CSB-Fracht

In diesem Beispiel wird das Gesamtabwasservolumen der Bleichanlage auf einem sehr niedrigen Niveau gehalten, ungefähr $6 - 8 \text{ m}^3/\text{Tonne}$ lutro bei der ECF-Bleiche und $4 - 6 \text{ m}^3/\text{Tonne}$ lutro bei der TCF-Bleiche, wobei der CSB jeweils bei $17 \text{ kg}/\text{Tonne}$ lutro bzw. $18 \text{ kg}/\text{Tonne}$ lutro liegt.

Eine moderne ECF-Bleichanlage mit einem Gegenstromwaschsystem nutzt normalerweise einen Abwasservolumenstrom in der Größenordnung von $15 - 20 \text{ m}^3/\text{Tonne}$ lutro. Eine weitere Kreislaufschließung der Bleichanlagenfiltrate sollte auf den Gleichgewichten der „nicht verfahrensbedingten Stoffe“ (NPE) einschließlich Chlorid und Kalium, dem Na/S-Gleichgewicht und der Energiebilanz der Fabrik basieren.

Eine TCF-Zellstofffabrik in Schweden berichtet, dass sie ein Abwasservolumen von $10 \text{ m}^3/\text{Tonne}$ lutro bei kontinuierlicher Produktion mit Wasserpressen und einem Wirbelschichtbiobettträger (FBBC) in der zweiten Abwasserreinigungsstufe erreicht hat.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die gelösten organischen Stoffe aus den Abwässern der Bleichanlage werden über die Eindampfanlage dem Ablaugekessel zugeführt. Dies macht zusätzliche Kapazität und Energieverbrauch in der Eindampfanlage erforderlich. Auf der anderen Seite kann Energie und Platz für die externe Abwasserbehandlung gespart werden und es fällt weniger Überschussschlamm an.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Sowohl in neuen und bestehenden Fabriken anwendbar. Das Ausmaß der Wasserkreislaufschließung in der Bleichanlage hängt auch von der Qualität der Frischwasserquelle, der Art, Anzahl und Kapazität der einzelnen Teile der Waschanlage, der konzipierten vorhandenen Bleichsequenz und, aufgrund der medienübergreifenden Auswirkungen in anderen Prozessbereichen, auch davon inwiefern der Ablaugekesselteil der Fabrik in der Lage ist, mögliche Probleme zu bewältigen (z. B. K- und Cl-Anreicherung im Ablaugekessel). Eine Voraussetzung für die Teilkreislaufschließung der Bleichanlage besteht in der Verfügbarkeit ausreichender Kapazität der Eindampfer und des Ablaugekessels. Es ist anzumerken, dass die Eindampfung von Abwässern der Bleichanlage im Falle der TCF-Bleiche einfacher umzusetzen ist. Bei der ECF-Bleiche besteht in der Entwicklungsstufe, in der sich das Verfahren zum Zeitpunkt der Verfassung dieses Dokuments (2013) befindet, aus Sicherheitsgründen ein erhöhtes Risiko der Chloridkorrosion im Ablaugekessel.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Es sind beträchtliche Investitionen erforderlich. Ein Umbau des Wasserverteilungssystems in der Bleichanlage einschließlich zusätzlicher Speicherbehälter für interne Wässer ist notwendig. In einigen Fällen werden Investitionen für die Umrüstung oder Anpassung von Bleichsequenzen, das Wassersteuersystem und die Effizienz und Anzahl der Wäscher benötigt. Die Entscheidung über die beste Sequenz für die Kreislaufschließung ist von den erzielten Bleichergebnissen und den Betriebskosten abhängig. Es sind keine spezifischen Kostendaten verfügbar.

Wichtiger Grund für die Einführung

Umweltschutzanforderungen der zuständigen Behörden.

Anlagenbeispiele

Fabriken von Södra Cell in Mönsterås, Mörrum und Värö (SE), die Fabrik Celtejo, (PT), Mercer Stendal und die Sulfatzellstofffabrik Rosenthal (DE), viele andere.

Referenzliteratur

[18, RAIZ 2011], [72, R.Campo et al. 2009], [193, Axegård et al. 2003].

3.3.9 Wirksames Leckageüberwachungs- und Rückhaltesystem mit geeignetem Rückgewinnungssystem

Diese Maßnahme hängt mit den im Abschnitt 3.3.12 beschriebenen Maßnahmen „Verwendung angemessen ausgelegter Puffertanks zur Lagerung“ zusammen.

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Die wirksame Erfassung von Leckagewässern ist sowohl für die aus der Wäsche von ungebleichtem Zellstoff kommende Schwachlauge sowie für die aus der Eindampfanlage stammender Starklauge entscheidend, um die unbeabsichtigte Einleitung hochkonzentrierter und manchmal giftiger Abwässer zu verhindern. Diese Prozesslaugen können Spitzenemissionsfrachten sowie gelegentlich Störungen der biologischen Abwasserbehandlung verursachen.

Verluste an Kochflüssigkeit tritt an den Dichtungen der Wäscher für ungewaschenen Zellstoff auf sowie an Pumpen und Ventilen des Laugenversorgungssystems, an Knotenfängern und Sieben, durch Ableitung von Flüssigkeiten vom Auskochen der Verdampfer und anderen beabsichtigten Laenumleitungen im Zuge von Wartungsarbeiten und Anfahr- und Abfahrvorgängen. Lauge geht auch durch Leckagen aus Prozessstörungen, Behälterüberläufen, Brüchen von Anlagenteilen, Bedienerfehlern und Bautätigkeiten verloren.

Die Konzipierung eines Leckagevermeidungs- und Überwachungssystems sollte auf folgenden Konzepten basieren:

- Überwachung der Leitfähigkeit oder des pH-Werts an strategisch wichtigen Punkten, um Verluste und Leckagen zu erkennen (Leckageüberwachungssystem, das die Vermeidung und Überwachung von möglichen Leckagen ermöglicht);
- Sammlung umgeleiteter oder ausgelaufener Flüssigkeiten mit größtmöglichem Feststoffgehalt;
- Rückführung der gesammelten Flüssigkeit und der gesammelten Fasern in den Prozess an geeignete Punkten;
- Vorrichtungen, die vermeiden, dass ausgelaufene konzentrierte oder schädliche Flüssigkeiten aus kritischen Prozessbereichen (u. a. Tallöl und Terpentin) in die Anlage zur biologischen Abwasserbehandlung gelangen oder sauberes Wasser verunreinigen.

Das grundlegende Konzept für eine wirksame Rückgewinnung erfordert auch, die Kanalisationssysteme für verunreinigtes Abwasser so anzulegen, dass die meisten Leckagen, verunreinigten Wässer aus Dichtungen oder von der Bodenwäsche aus relevanten Bereichen (Aufschluss, Wäsche und Sortierung, Laugenspeicherung und –eindampfung, Aufbereitung der Kochflüssigkeit) in Sumpfen aufgefangen und entweder direkt oder über einen Zwischentank in den entsprechenden Laugenspeichertank gepumpt werden. Die Notwendigkeit einer solchen Rückgewinnung muss üblicherweise aus wirtschaftlichen Gründen auf Bereiche begrenzt werden, bei denen die Feststoffkonzentration der gemischten Leckagewässer mindestens 2 – 3 % beträgt. Die in diesen Bereichen anfallenden Wässer aus der Bodenwäsche und von Dichtungen verdünnen die rückgewinnbaren Ströme, sodass dafür Sorge getragen werden muss, die Verdünnung der Prozesslaugen in Grenzen zu halten. In den innerbetrieblichen Produktionsbereichen wie der Tallölanlage und der Rückgewinnungsanlage von Terpentin muss dafür gesorgt werden, dass zur externen Behandlungsanlage abgeleitete Leckagen vermieden werden. Seife und Terpentin enthalten Stoffe, die toxische Effekte bei der biologischen Behandlung verursachen können.

Eine Sulfatzellstofffabrik mit einer einzigen Produktionsstraße müsste mit fünf Pumpensumpfen mit leitfähigkeitsgesteuerten Rückgewinnungspumpen ausgerüstet sein. Wenig komplex aufgebaute Fabriken würden bis zu neun und komplex aufgebaute Fabriken bis zu zwölf Pumpensumpfe benötigen.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Prozessintegrierte Rückhaltesystem für Laugenleckagen und Überläufe sowie die Einführung einer geeigneten Unternehmenspolitik in Hinsicht auf die Herstellung von Chemikalien hat sich sowohl aus wirtschaftlicher Sicht als auch unter dem Gesichtspunkt des Umweltschutzes als nützlich und notwendig erwiesen. Diese Angelegenheit ist in vielen Fabriken mit relativ einfachen Methoden wirksam gelöst worden.

Eine umfassende Analyse ergab, dass im Vergleich zu Fabriken ohne oder mit ineffizienter Leckagenrückgewinnung und niedriger Prozessstabilität Fabriken mit gutem Prozessmanagement und sorgfältig konzipierten Leckagerückhalte- und Leckagenrückgewinnungssystemen, die außerdem über eine freie Kapazität in der Eindampfanlage in Höhe von 5 – 10 % verfügen, eine Reduktion der CSB-Fracht im Abwasser von 3 – 8 kg CSB/Tonne lutro erreichen können. Die spezifische CSB-Fracht der gesamten Leckagen kann weniger als 2 kg CSB/Tonne lutro betragen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Zur Verarbeitung der erfassten Leckagen würde in der Eindampfanlage eine um 5 – 10 % höhere Kapazität benötigt werden. Dies würde auch zu einer Erhöhung des Dampf- und Stromverbrauches um 5 – 10 % führen. Allerdings bedeutet die Erfassung von Leckagen die Rückgewinnung von Energie und Chemikalien, soweit sie im Ablaugekessel verbrannt werden.

Die Notwendigkeit zusätzlicher Kapazitäten und überschüssiger Energie besteht nur während Fabrikstörungen und nicht während den wesentlichen Betriebszeiten. Wenn eine kontinuierliche zusätzliche Eindampfung von Leckagen erforderlich ist, können zur Eindampfanlage Endstufeneinheiten hinzugefügt werden, die Investitionen, aber keinen zusätzlichen Dampfverbrauch erfordern (wie in der Fabrik in Kotka, FI).

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Anwendbar sowohl für neue als auch in bestehenden Fabriken. Allerdings ist ein wirksames System zur Leckagenüberwachung bei der Konzeption und Errichtung neuer Anlagen einfacher zu installieren als es in alten Fabriken nachzurüsten.

Bei bestehenden Fabriken ist die getrennte Sammlung und Wiedereinleitung in den Prozess mit der bestehenden Anordnung manchmal nicht möglich. In diesen Fällen stellen Maßnahmen wie eine Endbehandlung erfasster Leckagen in der Abwasserbehandlungsanlage eine Alternative dar.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die erforderlichen Investitionen für Systeme zur Leckagenerfassung und -rückführung für eine Sulfatzellstofffabrik mit einer Produktionsmenge von 1 500 Tonnen Zellstoff lutro/Tag betragen 0,8 – 1,5 Millionen Euro. Soweit die Eindampfanlage um 0,8

/Tonnen lutro erweitert werden muss, fallen weitere Kosten in Höhe von 4 – 6 Millionen Euro an. Die Betriebskosten des Systems werden auf 100 000 – 400 000 Euro pro Jahr geschätzt, können aber zwischen neuen und bestehenden Fabriken beträchtlich schwanken. Bei neuen Fabriken besteht im Allgemeinen ein höherer Wärmeüberschuss und die Betriebskosten liegen deshalb am unteren Ende des angegebenen Bereichs.

Wichtiger Grund für die Einführung

Verringerung der CSB-Ableitungen und der Ableitungen anorganischer Prozesschemikalien.

Anlagenbeispiele

Weltweit zahlreiche Fabriken.

Referenzliteratur

[140, Tappi proceedings 1996], [131, SEPA report 1997].

3.3.10 Wirksame Braunstoffwäsche

Beschreibung

Schlecht gewaschener Zellstoff trägt einen Teil der in den Reaktionen der vorangehenden Stufe gelösten organischen und anorganischen Stoffe weiter (Verschleppung).

Das Ziel der Braunstoffwäsche besteht in der möglichst vollständigen Abtrennung der Zellstofffasern von den gelösten organischen und anorganischen Stoffen, bevor der Zellstoff in die Bleichanlage eintritt. Dabei werden die Kochchemikalien und die gelösten organischen Stoffe so weit wie möglich zurückgewonnen. In der Bleichanlage ist die wirksame Wäsche wesentlich, um die meisten gelösten Stoffe zwischen den Bleichstufen wirksam zu entfernen, da diese Stoffe ansonsten chemische Reagenzien verbrauchen würden, um neutralisiert zu werden.

Die Waschstufe besteht aus einer Kombination aus aufeinanderfolgender Verdünnung und Eindickung oder Verdrängung. In der Praxis kommen bei jeder Kombination von Wascheinrichtungen diese Techniken mit unterschiedlichen Anteilen zum Einsatz. Von der Vielzahl verfügbarer Einrichtungen für die Zellstoffwäsche sind die gebräuchlichsten Vakuum- oder Drucktrommelfilter, Langsiebwäscher, drucklos oder unter Druck betriebene Diffusionswaschanlagen oder Waschpressen, von denen die Waschpressen, die Drucktrommelwäscher und die unter Druck betriebenen Diffusionswaschanlagen die besten Ergebnisse aufweisen. Eine höhere Stoffdichte des ausgeleiteten Zellstoffs geht mit einer reduzierten Menge an verunreinigtem Wasser einher, das mit dem Zellstoff verschleppt wird. Die Wäsche von Sulfatzellstoff kann durch die Anwendung von gasförmigem Kohlendioxid unterstützt werden.

Da die Wascheffizienz stets kleiner als 100 % ist, gelangt ein bestimmter Anteil an Chemikalien und Schadstoffen mit dem Zellstoff in die Bleichanlage („Verschleppung“). Diese Stoffe erhöhen bei ihrer Neutralisierung den Verbrauch an chemischen Reagenzien, was zu einer Erhöhung des Gesamtchemikalienverbrauchs bei der Bleiche und demzufolge höheren Emissionsfrachten führt.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerter Verbrauch von Bleichchemikalien, verringerte Emissionen aus der Bleichanlage in Gewässer.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Der Waschverlust in einem herkömmlichen Trommelwaschsystem oder Waschpressensystem liegt bei ungefähr 5 – 10 kg CSB/Tonne lutro, um den zufriedenstellenden Betrieb der folgenden Prozessstufen zu ermöglichen. Die verbleibenden Stoffe werden von den Fasern adsorbiert oder eingeschlossen. Im Vergleich von Filtern und Pressen erhöht sich die Stoffdichte nach der Wäsche von ungefähr 10 – 15 % bei der Verwendung von Filtern auf 25 – 35 % bei der Verwendung von Waschpressen und der Wassergehalt wird von 6 – 10 m³/Tonne lutro auf 2 – 3 m³/Tonne lutro reduziert, während der Waschflüssigkeitsbedarf von ungefähr 9 m³/Tonne lutro auf ungefähr 4 m³/Tonne lutro sinkt. Der Grad der CSB-Verschleppung hängt stärker mit der Anzahl der Wäscher und deren Betriebsweise als der Art der Wäscher (d. h. Filter oder Pressen) zusammen. Mit in Reihe geschalteten Waschstufen können Rückgewinnungsraten für die Schwarzlauge von bis zu 96 – 98 % erreicht werden.

Findet im Rahmen der Braunstoffwäsche eine wirksame Wäsche statt, d. h. vor der Sauerstoff-Delignifizierung, wird der Sauerstoffverbrauch reduziert.

Mit einem effizienten Waschsystem vor der ersten Bleichstufe geht die Verschleppung von organischen Stoffen in die Bleichstufe zurück, was verminderte AOX-, und CSB-Emissionen in die Kanalisation der Fabrik bedingt. Die Verringerung des Waschverschleppungseffekts zwischen den Bleichstufen führt zu einer Verringerung des Chemikalienverbrauchs bei der Bleiche.

Es gibt standardisierte Methoden zur Bestimmung der Verschleppung, die oft als „Waschverlust“ bezeichnet wird. Die Waschverluste wurden ursprünglich über den Natriumsulfatgehalt im Zellstoff bestimmt. Da die Bedeutung der Verluste dieser Zusatzchemikalie zurückgegangen ist, wird der Waschverlust normalerweise über den auswaschbaren CSB unter Anwendung von SCAN CM-45:00 [36, SCAN 2000] oder Ähnlichem bestimmt.

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine signifikanten negativen Auswirkungen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Diese Maßnahme kann in neuen und in bestehenden Sulfatzellstofffabriken eingesetzt werden.

Aus praktischen Gründen kann die Installation von vollständig neuen Wascheinrichtungen der Änderung des bestehenden Waschsystems vorzuziehen sein.

Bei einem geschlossenen Waschsystem ist die Bedeutung der Erfassung von zeitweise auftretenden Leckagen erhöht. Die ausgeschleuste Waschflüssigkeit enthält sowohl organische als auch anorganische Stoffe. Die aus dem Prozess ausgeschleusten Washwässer werden über die externe Abwasserbehandlungsanlage entsorgt.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die erforderlichen Investitionen liegen bei neuen Fabriken üblicherweise bei 4 bis 6 Millionen Euro und bei bestehenden Fabriken bei 2 bis 4 Millionen Euro. Es entstehen keine wesentlichen zusätzlichen Betriebskosten.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Verringerung der Konzentration von Verunreinigungen im Zellstoff und die Verringerung der Emissionen in Gewässer sind die Hauptgründe für die Umsetzung wirksamer Waschsysteme.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Anlagen in Europa.

Referenzliteratur

[36, SCAN 2000], [75, Pöyry 1997], [76, Pöyry 1998].

3.3.11 Strippung verunreinigter Kondensate (Schmutzkondensate) und Wiederverwendung der Kondensate im Prozess

Beschreibung

Kondensate können folgendermaßen unterteilt werden:

- Primäre Kondensate: Frischdampfkondensate, die für eine Wiederverwendung als Kesselspeisewasser (nach Feinreinigung) sauber genug sind.
- Sekundäre Kondensate: verunreinigte Dampfkondensate, die durch Schwarzlauge, Zellstoffsuspensionen etc. kontaminiert sind. Nur der schmutzigste Teil des Kondensats wird gestrippt.

Kondensate stammen aus der Kondensation von Prozessdämpfen aus den Kochern und aus der Eindampfanlage. Insgesamt fallen um 8 – 10 m³/Tonne lutro Kondensate mit einer spezifischen CSB-Fracht um 20 – 30 kg/t und einer spezifischen BSB₅-Fracht um 7 – 10 kg/Tonne lutro an. Üblicherweise ist 1 m³/Tonne lutro stark verunreinigt, 4 m³/Tonne lutro weisen eine mittlere und 4 m³/Tonne lutro eine niedrige Verunreinigung auf.

Der CSB besteht hauptsächlich aus Methanol (5 – 10 kg/Tonne lutro), etwas Ethanol und einigen organischen Schwefelverbindungen (1 – 2 kg TRS/Tonne lutro), 1 – 2 kg Terpentin und anorganischen Stickstoffverbindungen. Schmutzkondensate enthalten darüber hinaus Ketone, Terpene, Phenole, Harz und Fettsäuren sowie verschiedene gelöste Gase. Ein hoher Anteil, der von einer Sulfatzellstofffabrik emittierten Stickstofffracht rührt, ist in Kondensaten enthalten.

Ungefähr 1 m³ Kondensat je Tonne Zellstoff weist eine CSB-Konzentration von 10 – 20 kg auf. In Kondensaten, die bei der Herstellung von Zellstoff aus Hartholz entstehen, ist der Wert höher als bei Weichholz. Diese hoch belasteten Kondensate werden normalerweise in einem Stripper mit einer vom pH-Wert abhängigen Reinigungsleistung, der für die meisten Verbindungen mehr als 90 % beträgt, behandelt. In Systemen für die Strippung werden gewöhnlich gleichzeitig übelriechende Gase (TRS) und CSB-relevante Stoffe entfernt. Die CSB-Konzentration von gestrippten Kondensaten nach der Behandlung kann bei 1 – 1,5 kg CSB/m³ Kondensat liegen. Die gestrippten Gase können in ein CNCG-Behandlungssystem eingeleitet und ordnungsgemäß behandelt werden, d. h. in einem speziellen Brenner, im Ablaugekessel oder im Kalkofen verbrannt werden.

Der spezifische Anfall von schwächer verunreinigten Kondensaten (mit mittlerer und niedriger Verunreinigung) beträgt 7 – 9 m³, die eine CSB-Konzentration im Bereich 0,5 – 2 kg CSB/m³ und insgesamt eine spezifische CSB-Fracht von 8 – 12 kg CSB/t Zellstoff aufweisen.

Alternativ können mäßig verunreinigte Kondensate in einem mit der Eindampfanlage in Verbindung stehenden System gestrippt werden, wodurch eine Behandlung ohne beträchtlichen zusätzlichen Energieeinsatz erfolgt. So wird die gesamte CSB-Fracht vor jeglicher Wiederverwendung auf ungefähr 5 kg/t reduziert, was im Vergleich zur Behandlung nur der am höchsten verunreinigten Kondensate einer Reduktion von ungefähr 50 % entspricht.

Die Strippkolonne kann ein separater Anlagenteil oder integrierter Teil der Eindampfanlage sein. Die Kondensate werden dem Kopf der Strippkolonne zugeführt. Dampf oder verdampfte Kondensate strömen vom Kolonnenboden im Gegenstrom zu den Schmutzkondensaten nach oben. Die am Kolonnenkopf austretenden Dämpfe gelangen in einen Rückflusskühler, wo sie teilweise kondensiert werden. Der Zweck des Rückflusskühlers besteht darin, einen Teil des Wassers zu kondensieren und die Konzentration der flüchtigen Komponenten im aus dem Kondensator austretenden Gas zu erhöhen. Die nicht kondensierbaren Gase aus dem Kondensator enthalten den Löwenanteil der flüchtigen Verbindungen, die in der

Strippkolonne ausgestrippt werden. Diese werden der Verbrennung zugeführt, in der die organischen und TRS-Stoffe durch thermische Oxidation zerstört werden.

Gereinigte Kondensate sind metallfrei und sie sind deshalb, wenn eine Kreislaufschließung in diesem Teil des Prozesses angestrebt wird, besonders zum Waschen in der Bleichanlage einsetzbar. Sie können zur Braunstoffwäsche, im Kaustizierungsbereich (Schlammwäsche und -verdünnung, Schlammfilter-Spritzrohre), als Flüssigkeit für TRS-Wäschen bei Kalköfen oder als Wasser zum Auffüllen der Weißlaugewiederverwendet werden. Dies bedeutet, dass einige Kondensate in geschlossenen Prozessteilen verwendet und nicht als Abwasser abgeleitet werden. Andere Kondensate werden in offenen Prozessbereichen, z.B. in der Bleichanlage, verwendet und fallen schließlich zusammen mit solchen Kondensaten, die nicht wiederverwendet sondern direkt abgeleitet werden, als Abwasser an.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung des Frischwasserverbrauchs, Verringerung der organischen Schmutzfracht des Abwassers im Zulauf zur Behandlungsanlage, Verringerung der reduzierten Schwefelverbindungen (TRS) und der Methanolemissionen in die Luft.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Das Strippen verunreinigter Kondensate ist in den meisten Fabriken gängig. Sofern die Strippanlage für die Entfernung hoher Methanolmengen genutzt wird, sind die Kondensate aus der Strippkolonne vergleichsweise sauber und können in der Zellstofffabrik für Anwendungen wie die Braunstoffwäsche (siehe Abschnitt 3.3.10) wiederverwendet werden.

Die Grundlage für die Konzipierung sollte die Minimierung des Volumenstroms zur Strippanlage durch Trennung der Kondensate bilden, um die erforderlichen Investitionen zu verringern. In der Eindampfanlage kann das erste Laugendampfkondensat in zwei Fraktionen aufgeteilt werden. Der Oberflächenkondensator kann in zwei Stufen oder in zwei Kondensationsschritten unterteilt werden. Die Abblasdämpfe von diskontinuierlichen Kochern können in zwei Stufen kondensiert werden. Für die Strippkolonne kann Sekundärdampf als hauptsächliche Dampfquelle herangezogen werden.

In einer Fabrik mit geschlossenem Wassersystem in der Sortierabteilung ist die beste Stelle für die Wiederverwendung der Kondensate die Zellstoffwäsche, entweder beim letzten Wäscher oder bei der Rundsiebentwässerungsmaschine. Der typische Waschwasserbedarf liegt bei 10 – 13 m³/Tonne lutro. Die im Eindampfer- und Kocherbereich anfallende und für die Wiederverwendung zur Verfügung stehende Kondensatmenge kann 6 – 9 m³/Tonne lutro betragen; diese Menge entspricht dem Wassereinsparpotenzial. Wenn nur die stark verunreinigten Kondensate gestrippt werden, würden Werte von 4 – 6 CSB/Tonne lutro erreicht, während beim Strippen auch der mittel und schwach verunreinigten Kondensate Werte von 3 – 5 kg CSB/Tonne lutro erzielt werden können. Allerdings sind die der Abwasserbehandlungsanlage zugeführten Kondensate meist leicht biologisch abbaubar. Die Elimination der TRS-Belastung der Kondensate liegt bei circa 97 % und der Methanolbelastung bei circa 92 %.

Medienübergreifende Auswirkungen

Bei Einsatz der Dampfstrippung müssen die nicht kondensierbaren Gase (NCG) separat verbrannt werden, um die Freisetzung von konzentrierten TRS-Gasen in die Atmosphäre zu vermeiden. Dies wird in den Abschnitten 3.3.16.2 und 3.3.16.3 genauer erörtert.

Beim Einsatz der Strippanlage von konzentrierten, verschmutzten Kondensaten wird die der Abwasserbehandlungsanlage zugeführte Fracht verringert. Dadurch können auch, soweit Schwierigkeiten bei der Einhaltung der Genehmigungsbedingungen bestehen, weitere Investitionen in die Abwasserbehandlungsanlage vermieden werden. Dies bedeutet weiterhin, dass weniger Belüftungsenergie und weniger Energie sowie Chemikalien für die Schlammbehandlung benötigt werden.

Soweit die Verwertung von sauberen und von gestrippten Kondensaten kombiniert wird, kann der Frischwasserverbrauch um bis zu 6 m³/Tonne lutro zurückgehen. Da die Kondensate heiß anfallen, kann ein Teil der in der Strippkolonnen eingesetzten Energie eingespart werden.

Beim Dampfstrippen von Kondensaten werden die TRS-Verbindungen aus Schmutzkondensaten entfernt, wodurch die Emission von flüchtigen TRS-Verbindungen aus der Abwasserbehandlungsanlage reduziert werden können.

Unter der Voraussetzung, dass die Stripperabluft, die 8 – 12 kg/Tonne lutro Methanol enthält, als Brennstoffersatz verwendet werden kann, besteht die Möglichkeit der Einsparung von Heizöl oder Erdgas.

Das Strippen der Kondensate vermindert das niedrige Emissionsniveau der TRS-Verbindungen aus den Schmutzkondensaten. Die TRS-Verbindungen schließen Schwefelwasserstoff, Methylmercaptan, Dimethylsulfid und Dimethyldisulfid ein. Diese Emissionen sind mit verantwortlich für faulige Gerüche von einer Sulfatzellstofffabrik.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Dampfstrippung ist eine sinnvolle innerbetriebliche Behandlungsmethode zur Reduzierung des CSB und von Gerüchen durch Schmutzkondensate von Sulfatzellstofffabriken. Dieser Prozess kann sowohl in neuen als auch in bestehenden Sulfatzellstofffabriken eingesetzt werden. Die Strippkolonnen für Kondensate kann Teil einer separaten Anlage sein oder in die Eindampfanlage integriert werden. Im ersteren Fall ist der Einsatz von Frischdampf erforderlich, während in letzterem Fall Sekundärdampf aus der Eindampfanlage eingesetzt werden kann. Allerdings ist die thermische Oxidation der Dämpfe aus der Strippanlage erforderlich. Zu diesem Zweck können Kalköfen, Kessel zur Energieerzeugung und separate Anlagen zur TRS-Verbrennung dienen.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die erforderlichen Investitionen für die Strippanlage einer Sulfatzellstofffabrik mit einer Produktionsmenge von 1 500 Tonnen lutro/Tag betragen circa 2,0 – 2,5 Millionen Euro. Zusätzliche Investitionen können erforderlich werden, um die Kapazität der fabrikeigenen Eindampfanlage zu erhöhen; dies hängt jedoch stark von der Konzeption der bestehenden Eindampfanlage ab. Nachrüstkosten können zwischen 1 - 4 Millionen Euro schwanken.

Die Betriebskosten für die Kondensatstrippung bestehen hauptsächlich aus den Kosten für den zur Strippanlage benötigten Dampf sowie für die Wartung. Wenn der Stripper getrennt von der Eindampfanlage betrieben wird, liegen die Betriebskosten wegen des höheren Frischdampfverbrauchs deutlich höher. Die Kosten betragen circa 0,6 – 0,7 Millionen Euro/Jahr. Sofern der Stripper mit den Eindampfstufen verbunden ist, sind die Betriebskosten niedriger; sie liegen in diesem Fall bei ungefähr 0,3 – 0,4 Millionen Euro/Jahr.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die meisten Sulfatzellstofffabriken in Europa wenden die Dampfstrippung verunreinigter Kondensate der Koch- und Eindampfanlage an. Durch das Strippen verunreinigter Kondensate werden dessen geruchsaktive Bestandteile wirksam entfernt. Gestrippte Kondensate können bei der Wäsche ungebleichten und gebleichten Zellstoffs und bei Kaustifizierungsprozessen wiederverwendet werden, was einen verringerten Wasserverbrauch zur Folge hat.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Fabriken in Europa.

Referenzliteratur

[126, Sebbas 1988].

3.3.12 Verwendung angemessen ausgelegter Puffertanks zur Lagerung konzentrierter oder heißer Prozessflüssigkeiten

Diese Maßnahme hängt mit der im Abschnitt 3.3.9 beschriebenen Maßnahme zusammen.

Beschreibung

Zur Vermeidung von Spitzenlasten und gelegentlichen Betriebsstörungen des Abwasserbehandlungsprozesses sollten die Behälter für Kochflüssigkeiten, rückgewonnene Flüssigkeiten und verschmutzte Kondensate eine Speicherkapazität aufweisen, die um mindestens 30 % über den bei Normalbetrieb anfallenden Mengen liegen. Saubere Ströme werden an potenziellen Leckagebereichen vorbeigeführt, um eine Verdünnung der rückgewonnenen Prozessflüssigkeiten zu vermeiden.

Die zur Verfügung stehenden Volumina zum Auffangen dieser Dünn- und Dicklaugen aus der Herstellung von Sulfat- und Sulfatzellstoff, besonders in den Anfahr- und Abfahrphasen oder bei Betriebsstörungen, sind entscheidend. Die Konzentration der Kochflüssigkeit, die als Trockensubstanz bestimmt wird, bedingt den Grundbedarf für Speichervolumina. Zum Beispiel kann in einer alten Fabrik zur Herstellung von Sulfatzellstoff die schwache Schwarzlaugenkonzentration bei 8 % und die Starklaugenkonzentration bei 60 % angesiedelt sein, während diese Werte im Gegensatz dazu in einer modernen Fabrik bei 16 % bzw. 75 % liegen. Dies bedeutet entsprechend, dass in Fabriken mit niedriger Wascheffizienz für den ungebleichten Zellstoff oder mit normaler Eindampfanlage ohne Ablaugeindampfeinheiten die Speichervolumina beträchtlich größer sein müssen.

Das zusätzlich zum normalen Wert benötigte Volumen muss bei Betriebsstörungen die Mengenspitzen für mehrere Stunden aufnehmen können. Weiterhin muss das Speichervolumen ausreichend sein, damit genügend Schwachlauge zwischengespeichert werden kann, um die Eindampfanlage trotz kurzer Abstellvorgänge beim Kochen und Waschen oder trotz kurzer Abstellvorgängen für Wartungsmaßnahmen in einem Teil einer mehrstraßigen oder einstraßigen Eindampfanlage normal weiter betreiben zu können. Das Speichervolumen muss außerdem groß genug sein, um ausreichend Dicklauge zu lagern, so dass Probleme oder eine kurzzeitige Verringerung der Produktion des Ablaugekessels ohne Senkung des Durchsatzes in der Eindampfanlage gemeistert werden können oder dass die Eindampfanlage für kurze Zeit abgestellt werden kann.

Bestehende Fabriken, die die Einführung der Sauerstoff-Delignifizierung ins Auge fassen, müssen ihre Kapazität für die Speicherung von Dünn- und Dicklauge sowie für die Eindampfanlage überprüfen, weil dieser Produktionsschritt voraussichtlich die der Eindampfanlage zuzuführende Wassermenge erhöht.

Die Laugen nach dem Ablaugekessel, die nach zusätzlichen Verfahrensschritten zu frischer Kochflüssigkeit aufbereitet wurden, sind frei von organischen Stoffen, weisen aber einen sehr hohen pH-Wert auf. Diese Laugentanks benötigen ebenfalls eine Pufferkapazität für kurzzeitige Mengenspitzen oder beispielsweise für Abstellvorgänge von in Verbindung stehenden Anlagenteilen wie den Laugefiltern. Wenn diese Kochflüssigkeiten zur Abwasserbehandlungsanlage abgeleitet werden, führt dies zu pH-Stößen, die, soweit der pH-Wert vor der biologischen Behandlung nicht ausreichend geregelt wird, zu Betriebsstörungen führen.

Erreichter Umweltnutzen

Die Verringerung der Ausleitung konzentrierter oder heißer Prozessströme in die biologische Abwasserbehandlungsanlage verhindert mögliche Störungen der aktiven Biomasse und schwere Störungen der Reinigungsleistung der Anlage.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Es gibt viele Möglichkeiten für die prozessintegrierte Lösung von Laugenleckagen und Behälterüberläufen. Die Einschränkungen für die wirksame Einführung dieser Maßnahmen sind durch fabrikspezifische Engpässe, häufig bei der Zellstoffwäsche und –sortierung oder bei der Eindampfung, bedingt.

Das Risiko von Betriebsstörungen in einer externen Abwasserbehandlungsanlage wird vermindert, indem unbeabsichtigte Einleitungen des Zulaufs, der eine hohe organische und manchmal toxische Fracht oder einen kontinuierlich hohen oder niedrigen pH-Wert aufweist, vermieden werden. Die Auswirkung auf die hydraulische Belastung ist nicht so ausgeprägt, außer bei Fabriken mit offenem Wasch- und Sortiersystem.

Für die Feststellung und Untersuchung von Laugenleckagen in der Fabrik sind Leitfähigkeitselektroden geeignet, da in vielen Fällen für jeden einzelnen spezifischen Strom eine Korrelation zwischen Leitfähigkeit und Laugenkonzentration erstellt werden kann. In niedrig konzentrierten Strömen mit schwankenden pH-Werten ist der Einsatz von pH-Elektroden im Online-Betrieb üblich. Heiße Ströme, für die eine besondere Überwachung in der Kanalisation erforderlich ist, können leicht mit Temperaturelektroden im Online-Betrieb überwacht werden.

Medienübergreifende Auswirkungen

Änderungen bei den Tanks für Laugen und heiße Flüssigkeiten sowie der Betrieb eines wirksamen Leckageüberwachungssystems erfordern oft Änderungen oder Verbesserungen anderer Anlagenteile, besonders bei der Zellstoffwäsche oder Eindampfung. Der Umgang mit heißen Flüssigkeiten erfordert 5 – 10 % mehr Energie in der Eindampfanlage.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Optimierung der benötigten Pufferspeicherkapazität für heiße oder konzentrierte Ströme ist sowohl für bestehende als auch für neue Anlagen anwendbar. Diese Maßnahmen tragen nicht nur dazu bei, wertvolle Prozesschemikalien im Produktionssystem zu halten und die Wirtschaftlichkeit der Verfahren zu erhöhen, sondern beeinflussen auch wesentlich das Umweltschutzniveau der Fabrik. In bestehenden Anlagen ist die Lösung für die effiziente Rückhaltung von Prozessströmen auch innerhalb der Anlagen für die zentralen Produktionsprozesse begründet. Deshalb sollte der Aufbau von Speicherkapazitäten und Leckagerückhaltebehältern in Verbindung mit der Untersuchung anderer kostenwirksamer Verbesserungen erfolgen, insbesondere hinsichtlich Wäsche und Sortieren des Zellstoffs sowie Eindampfung und Laugenfiltration.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Für eine Zellstoffproduktion von 1 500 Tonnen lutro/Tag sind für zwei 3 000 m³ große Speichertanks einschließlich der erforderlichen Verrohrung, Isolierung und Pumpen mit Elektroinstallation und Prozesskontrolle Investitionskosten in Höhe von ungefähr 0,8 – 1,0 Millionen Euro erforderlich.

Die Verwertung der konzentrierten Prozessflüssigkeiten ermöglicht die Verwertung von Brennstoff (z. B. Schwarzlauge) oder der wiederverwendbaren Chemikalien, die diese Ströme enthalten können.

Wichtiger Grund für die Einführung

Diesen Maßnahmen werden aus Umweltschutzgründen und aus Gründen der Prozesssicherheit gefördert.

Anlagenbeispiele

Die meisten Fabriken weltweit.

Referenzliteratur

Nicht zur Verfügung gestellt.

3.3.13 Aerobe biologische Abwasserbehandlung

Beschreibung

Siehe Abschnitt 2.9.11.2.1.

In den meisten Fällen werden die Abwässer von Sulfatzellstoff- und Papierfabriken mittels aerober Verfahren behandelt. Am häufigsten wird das Belebtschlammverfahren eingesetzt. Einige Fabriken betreiben Schwebebett-Biofilmreaktoren (MBBR) als alleinige Technik oder in Kombination mit Belebtschlammanlagen. In einigen Fällen sind auch noch Belüftungsteiche in Gebrauch.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung der Emissionen organischer Stoffe (CSB, BSB), AOX, Phosphor, Stickstoff und Komplexbildner in Gewässer.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Um ihre Emissionen zu senken, haben sich viele Sulfatzellstofffabriken zunächst in Richtung immer stärker geschlossener Prozesse entwickelt, wobei der Großteil der Kochflüssigkeiten, Leckagewässer und Waschwässer zurückgewonnen und zur Rückgewinnungsanlage der Fabrik geführt werden, wodurch eine Freisetzung der Chemikalien und konzentrierten organischen Stoffe mit dem Prozesswasser verhindert wird.

Die Belebtschlammanlagen von Sulfatzellstofffabriken weisen eine Verweildauer von circa 15 – 48 Stunden auf. Die Reinigungsleistungen schwanken und hängen von der Art des Abwassers, der Anlagenauslegung und den Betriebsbedingungen ab. Typische Werte liegen im Bereich von 85 – 98 % für die Entfernung von BSB₅ und 65 - 75 % für die Entfernung von CSB. Die AOX-Verringerung rangiert im Bereich von 40– 65 % und Phosphor sowie Stickstoff werden um 40 – 85 % bzw. 20 – 50 % verringert. Die Gesamtreinigungsleistung in Bezug auf die AFS-Entfernung durch die Vorklärung und die zweite Abwasserreinigungsstufe liegt bei circa 85 – 90 %.

Bei Betriebsstörungen oder wenn einige Betriebsparameter immer mehr von den Zielvorgaben abweichen, steigt die BSB- Konzentration im Abwasser über 25 mg/l. Die Einstellung der Betriebsparameter und/oder die Analyse der Biomasse sind geeignete Mittel, um dieser Erhöhung entgegenzuwirken.

In Fabriken, die gebleichten Sulfatzellstoff mittels Peroxidbleichstufen herstellen, werden EDTA-Konzentrationen von circa 50 mg/l (24-Stunden-Mischprobe) im Zulauf zur biologischen Abwasserbehandlungsanlage gemessen. Abhängig vom Aufbau und den Betriebsbedingungen der Abwasserbehandlung, werden EDTA-Eliminationsraten zwischen fast Null und bis zu 90 % berichtet. Wenn eine EDTA-Elimination auftritt, ist in den meisten Fällen unklar, ob ein vollständiger Abbau oder nur Veränderungen im Molekül erreicht wurden.

a) Gebleichter Sulfatzellstoff

Abbildung 3.35 zeigt die Schwankungen der Tagesmittelwerte der Emissionen einer Fabrik, die gebleichten Zellstoff aus Weichholz herstellt im Jahresverlauf. Die Abbildung zeigt die Reinigungsleistung eines zweistufigen Schwebebett-Biofilmreaktors, gefolgt von einer niedrig belasteten Belebtschlammanlage (Schlammfracht: <0,1 kg BSB₅/kg DS_{org}), in dem das Abwasser der Fabrik behandelt wird. Die eingeleitete CSB-Fracht wird für drei unterschiedliche Referenzzeiträume (Tag/Monat/Jahr) dargestellt. Das Beispiel zeigt eine Fabrik, die alle abwasserrelevanten prozessintegrierten BVT umgesetzt hat und über eine sorgfältig konzipierte und betriebene biologische Abwasserbehandlungsanlage verfügt. Der Abwasservolumenstrom während des Berichtsjahrs betrug im Durchschnitt 26 m³/Tonne luro.

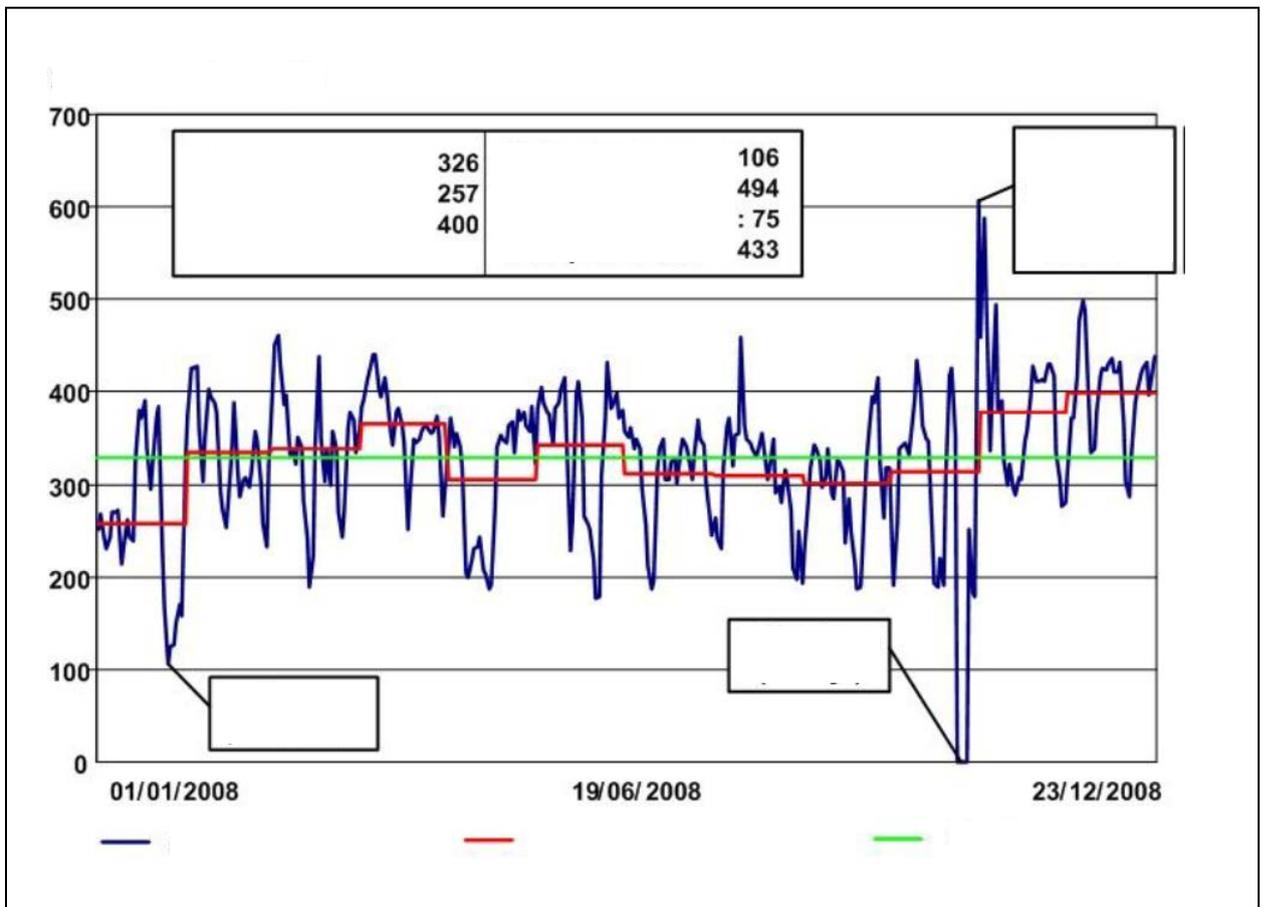


Abbildung 3.35: CSB-Konzentrationen der Abwässer einer Fabrik zur Herstellung von gebleichtem Sulfatzellstoff nach der biologischen Behandlung für verschiedene Referenzzeiträume

Im Zellstoff- und Papiersektor ist es gebräuchlich, für die Berechnung der spezifischen CSB-Fracht (kg CSB/Tonne lutro) die tägliche CSB-Fracht (kg CSB/Tag) und die tägliche Nettoproduktion (Tonnen lufttrockener Zellstoff/Tag) zu verwenden. Die CSB-Fracht über den Verlauf eines ganzen Jahres ist in Abbildung 3.36 für Jahres-, Monats- und Tagesmittelwerte angegeben. Es sollte beachtet werden, dass für die Berechnung der Tagesmittelwerte, die Tage mit einer Produktion wesentlich unter dem Jahresmittelwert (<70 % des Jahresmittelwerts) nicht berücksichtigt wurden, um den möglicherweise irreführenden mathematischen Effekt durch das Teilen ähnlicher täglicher CSB-Emissionsfrachten durch einen relativ niedrigeren Nenner (verringerte Nettoproduktion) zu verringern. Die Nichtbeachtung dieses Effekts kann dazu führen, dass falsche Schlussfolgerungen in Bezug auf die Stabilität der Realleistungsfähigkeit der Fabrik gezogen werden. In Bezug auf die Jahres- und Monatsmittelwerte ist dieser Effekt nicht relevant.

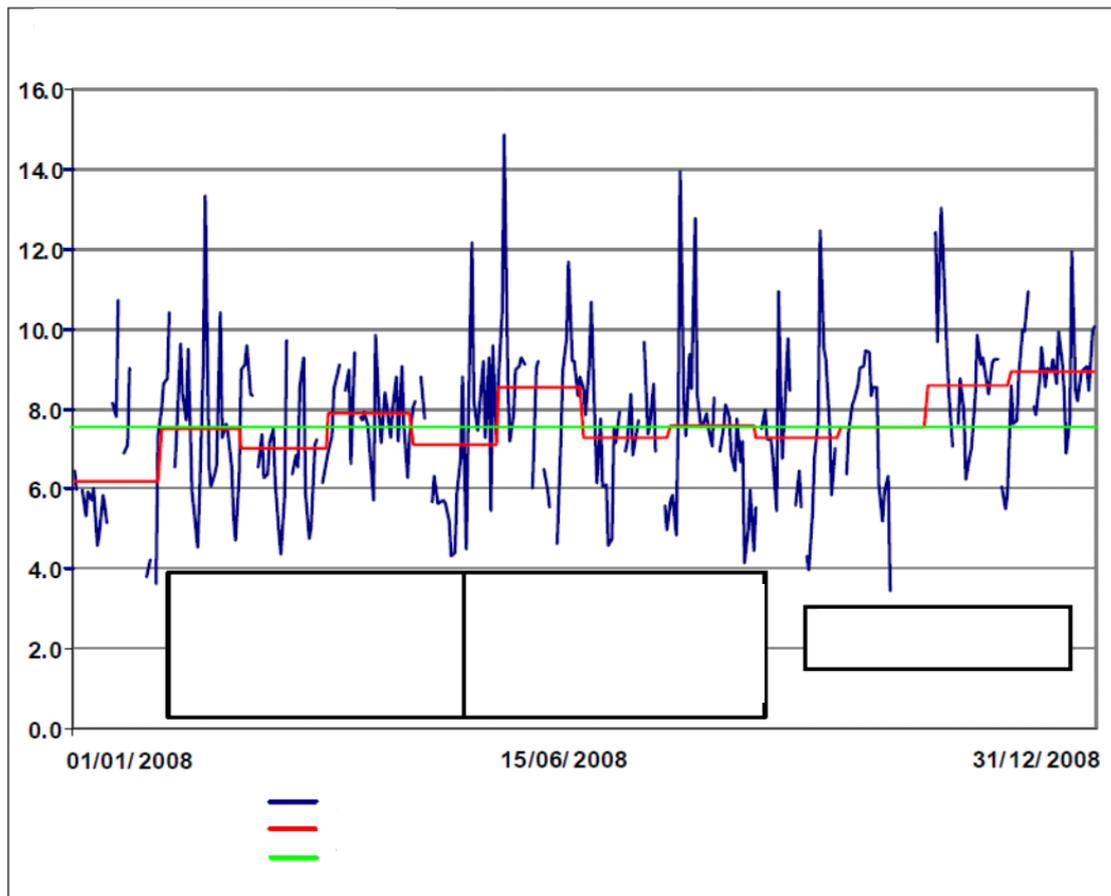


Abbildung 3.36: CSB-Fracht der Abwässer einer Fabrik zur Herstellung von gebleichtem Sulfatzellstoff nach der biologischen Behandlung für verschiedene Referenzzeiträume

In diesem Fall erfolgt der Betrieb der Behandlungsanlage bei einer Nährstofflimitierung wobei das Verhältnis von $BSB_5:N:P$ im Zulauf bei $100:0,5:0,1$ (herkömmlicherweise $BSB_5:N:P = 100:3 - 5:0,5 - 1$) liegt. Es hat sich gezeigt, dass die Nährstofflimitierung die CSB-Entfernung nicht beeinträchtigt, weniger Überschussschlamm erzeugt und eine gute Schlammabsetzfähigkeit bewirkt [159, Steube et al. 2005]. Bei einer hydraulischen Verweilzeit im Biofilmsystem von 3 Stunden und einer Verweilzeit in der Aktivschlammanlage unter Nährstofflimitierungsbedingungen von 8 – 9 Stunden, werden 98 % des BSB und 70 % des CSB entfernt. Die AFS im Abwasser betragen größtenteils weniger als 25 mg/l. Niedrige Nährstofffreisetzungsmengen werden erreicht: 0,3 mg/l Gesamt-P und 1 mg/l $N_{anorganisch}$ als Jahresmittelwert. Abbildung 3.37 zeigt die erreichten Tagesmittelwerte für die Konzentrationen von Tot-N, BSB_5 und AFS über ein ganzes Jahr und enthält auch eine statistische Bewertung. Tot-N umfasst nur anorganische N-Verbindungen.

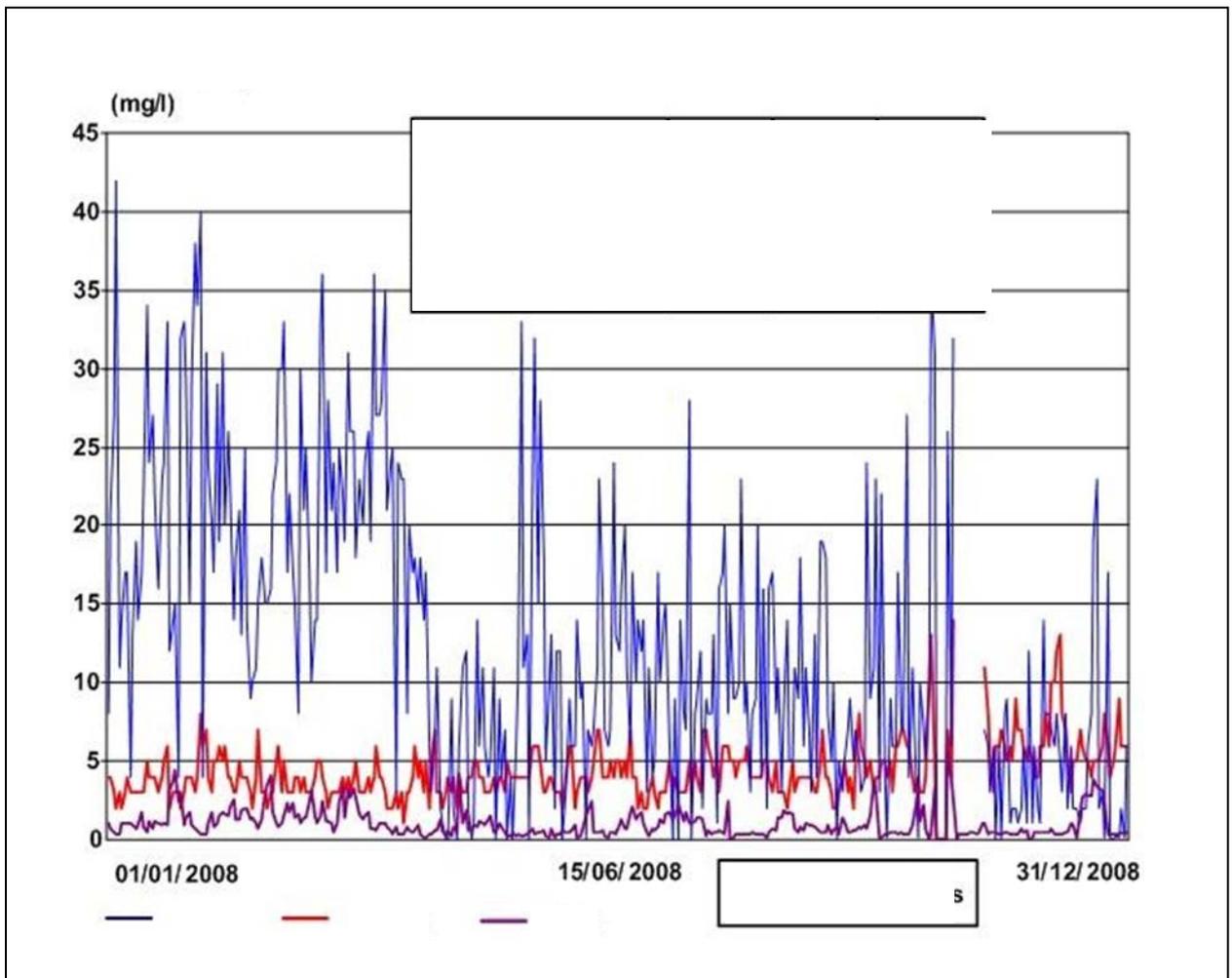


Abbildung 3.37: Konzentrationen von AFS, BSB₅, Nanorganisch im Abwasser einer Sulfatzellstofffabrik nach der biologischen Behandlung für verschiedene Referenzzeiträume

In diesem Fall erfolgt eine Verringerung von EDTA (Zulauf: 34– 63 mg/l) um circa 90 % oder mehr, wodurch Abwasserkonzentrationen zwischen 0,4 und 7 g EDTA/l erreicht werden (Mittelwert 2008: 1,8 mg/l; gemessen 12-mal pro Jahr in 24-Stunden-Mischproben, Analyseverfahren: DIN 38413-3). Im Zulauf werden im Mittel 50 mg EDTA/l (24-Stunden-Mischprobe) gemessen.

b) Ungebleichter Sulfatzellstoff

Ein Beispiel für die Reinigungsleistung eines Belebtschlammbehandlungssystems für ungebleichten Sulfatzellstoff ist in Abbildung 3.38 dargestellt. Die integrierte Zellstoff- und Papierfabrik KRAFT SE 1 verfügt über eine Jahreskapazität von 700 000 Tonnen Kraftliner, einem Rohpapier, das für die Herstellung von qualitativ hochwertiger Wellpappe verwendet wird. Die Fabrik besteht aus einer Sulfatanlage mit zwei Weichholz-Zellstofflinien, einer Hartholz-Zellstofflinie mit einer Bleichanlage, einer Recyclingfaserlinie und zwei Papiermaschinen. Abwasser aus der Zellstofflinie für ungebleichten Sulfatzellstoff entsteht nur bei Betriebsproblemen. Die Zellstofffabrik ist in Bezug auf Schwarzlaugeleckagen vollkommen geschlossen, d. h. jegliche Schwarzlauge wird zur Rückgewinnungsanlage geleitet. Andere Quellen von organischen Stoffen (CSB) sind die Entrindungsanlage, Abwässer aus der Bleichanlage und die Altpapierverarbeitungslinie. Im Juli und August lagen die Emissionen über dem Mittelwert. Ein Teil der Schwarzlauge aus dem Überlauf der Speicherbehälter musste in das Havariebecken geleitet werden, aus dem sie dann schrittweise in die biologische Behandlungsanlage gepumpt wurde. Im Laufe des Jahres konnte die Situation unter Kontrolle gebracht werden.

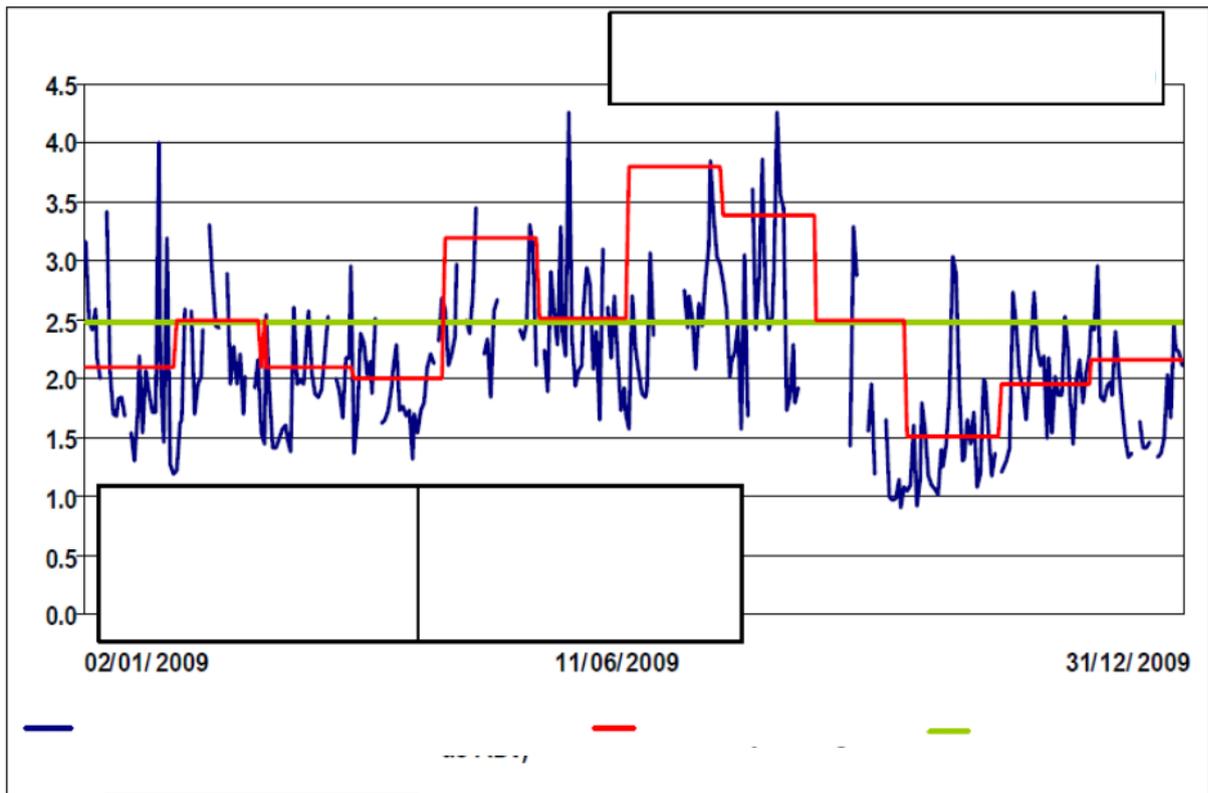


Abbildung 3.38: CSB-Fracht der Abwässer einer Fabrik zur Herstellung von ungebleichtem Sulfatzellstoff nach der biologischen Behandlung für verschiedene Referenzzeiträume (KRAFT SE 1)

In Tabelle 3.25 sind die erzielten Werte für Emissionen in Gewässer nach der biologischen Behandlung für eine Auswahl europäischer Sulfatzellstofffabriken mit hoher Reinigungsleistung zusammengestellt. Diese Fabriken haben sowohl eine Kombination prozessintegrierter Techniken, wie in den Abschnitten 3.3.2 – 3.3.12 beschrieben, als auch eine Vorklärung und eine wirksame biologische Behandlung umgesetzt. Die Behandlungsleistung dieser Beispiele liegt für CSB bei circa 70 %. Die biologischen Behandlungsanlagen sind größtenteils als niedrig belastete Belebtschlammanlagen (oder vergleichbare System wie MBBR) mit einer Schlammfracht unter 0,15 kg BSB/kg MLSS pro Tag konzipiert und werden entsprechend betrieben, und typische Verweilzeiten im Belüftungsbecken liegen zwischen circa 14 Stunden bis 2 Tagen. Die Liste umfasst ausgewählte Fabriken, von denen Daten verfügbar waren oder zur Verfügung gestellt wurden und kann deshalb nicht als vollständig angesehen werden. Weitere Beispiele sind in Abschnitt 3.2.2.5.3 enthalten. In Schweden und Finnland werden die BSB-Werte als BSB₇-Werte angegeben. Alle Werte sind Jahresmittelwerte. Einige Fabriken messen den gesamten organisch gebundenen Kohlenstoff (TOC) anstelle oder zusätzlich zum Parameter CSB. Sofern verfügbar, sind diese TOC-Werte in der Tabelle in eckigen Klammern aufgeführt. Die Werte sind nach Fabriken für gebleichten und ungebleichten Sulfatzellstoff unterteilt. Die für die Zellstoffherstellung verwendete Holzart ist ebenfalls aufgeführt.

Tabelle 3.25: Erzielte Werte für Emissionen in Gewässer nach der biologischen Behandlung für eine Auswahl europäischer Sulfatzellstofffabriken

Beispielfabriken (Datenquelle)	CSB [TOC] (kg/Tonne lutro) und (mg/l)	BSB5 oder 7 (kg/Tonne lutro) und (mg/l)	AFS GF/A (kg/Tonne lutro) und (mg/l)	AOX (kg/Tonne lutro) und (mg/l)	Tot-N (g/Tonne lutro) und (mg/l)	Tot-P (g/Tonne lutro) und (mg/l)	Volumenstro- m (m ³ /Tonne lutro)	Art der Behandlung	Bemerkungen
Gebleichter Sulfatzellstoff									
Södra Cell AB, Mönsterås Bruk (Schwedische Statistik 2007)	8 (286)	0,9 (32)	0,3 (11)	KD	57 (0 2,0)	9 (0,3)	28	Belebtschlamm mit langer Verweildauer (>2 Tage)	Gebleichter TCF-Marktzellstoff aus Weichholz/Hartholz
Zellstoff Pöls AG (Umweltbericht 2008)	9,2 [3,9] (250) [106]	0,45 (12)	0,52 (14)	0,11 (3,0)	57 (1,5)	32 (1,3)	36,8	Belebtschlamm mit 14 Std. Verweildauer	Gebleichter ECF-Marktzellstoff aus Weichholz
Zellstoff Stendal (Befragung 2007)	7,6 (247)	0,15 5	0,5 (16)	0,05 (1)	100 (1)	20 (2)	31	Zweistufige Belebtschlammanlage	Gebleichter ECF- und TCF- Marktzellstoff aus Weichholz
Zellstoff- und Papierfabrik Rosenthal (Befragung 2007)	6,5 (245)	0,11 (5)	0,3 (12)	0,03 (1,0)	10 (0,27)	10 (0,3)	26,5	Belebtschlamm	Gebleichter ECF- und TCF- Marktzellstoff aus Weichholz
Stora Enso Enocell (finnische statistische Daten 2006)	14 (378)	0,2 (5)	0,3 (8)	0,19 (5,1)	70 (0,2)	4 (0,1)	37	Belebtschlamm	Gebleichter ECF- und TCF- Marktzellstoff aus Weich- /Hartholz
Oy Metsä-Botnia Ab, Fabrik in Rauma (Befragung 2009)	11,2 (401)	0,38 (14)	0,32 (12)	0,16 (5,7)	50 (1,8)	7 (0,2)	27,9	Belebtschlamm	ECF-Marktzellstoff
Metsä-Botnia Joutseno, (finnische statistische Daten 2006)	11 (250)	0,2 (5)	0,2 (5)	0,16 (3,6)	120 (2,7)	6 (0,1)	44	Belebtschlamm	ECF-gebleichter Zellstoff aus Weichholz
Södra Cell Värö (Befragung 2009)	[4,2] [223]	KD	KD	KD	130 (6,9)	8 (0,4)	18,8	Belebtschlamm	Gebleichter TCF-Marktzellstoff aus Weichholz/Hartholz
Celulose Beira Industrial (Celbi), Figueira da Foz (Befragung 2009)	8,2 [2,6] (214) [68]	0,5 (13)	0,8 (21)	0,04 (1,0)	160 (4,2)	110 (2,9)	38,4	Belebtschlamm	Gebleichter ECF-Marktzellstoff aus Eukalyptusholz
Portucel – Setúbal (Befragung 2009)	5,1 (259)	0,23 (12)	0,22 (11)	0,09 (4,6)	40 (2,0)	100 (5,1)	19,7	Belebtschlamm	Gebleichter ECF-Marktzellstoff aus Eukalyptusholz
Soporcel, Figueira da Foz (Befragung 2009)	8,7 (323)	0,5 (19)	0,9 (34)	0,11 (4,1)	110 (4,1)	100 (3,7)	26,9	Belebtschlamm	ECF-Eukalyptus-Zellstoff für integrierte Produktion (Werte beziehen sich nur auf Zellstofffabrik)

Kapitel 3

Beispielfabriken (Datenquelle)	CSB [TOC] (kg/Tonne lutro) und (mg/l)	BOD ₅ oder 7 (kg/Tonne lutro) und (mg/l)	AFS GF/A (kg/Tonne lutro) und (mg/l)	AOX (kg/Tonne lutro) und (mg/l)	Tot-N (g/Tonne lutro) und (mg/l)	Tot-P (g/Tonne lutro) und (mg/l)	Volumenstr om (m ³ /Tonne)	Art der Behandlung	Bemerkungen
Ungebleichter Sulfatzellstoff									
Nordic Paper, Bäckhammars Bruk (schwedische Statistik 2007)	4 (87)	1,5 (33)	0,5 (11)	KD	394 (8,6)	6 (0,1)	46	Biologische Behandlung + chemische Fällung (Emissionen beziehen sich nur auf Zellstoff)	Ungebleichter Sulfatzellstoff + Papier
Portucel, Viana do Castelo (Befragung 2009)	2,8 (164)	0,1 (5,8)	0,6 (35)	0,001 (0,05)	90 (5,3)	10 (0,6)	17,1	Belebtschlamm (Werte beziehen sich auf hergestellten)	Ungebleichte Kraftliner- Pappe (30 % RCF)
KRAFT SE 1 (schwedische Statistik 2007)	2 (105)	KD	0,2 (11)	KD	70 (3,7)	17 (0,9)	19	Belebtschlamm (Werte beziehen sich auf Zellstoff einschl. RCF- Verarbeitung)	Gebleichter und ungebleichter Sulfatzellstoff + Kraftliner (20 % RCF)
Anmerkung: KD = keine Daten. [Wert] = Ergebnis der TOC-Analyse Belebtschlamm (Werte beziehen sich auf Zellstoff einschl. RCF-Verarbeitung) Gebleichter und ungebleichter Sulfatzellstoff + Kraftliner (20 % RCF)									

Medienübergreifende Auswirkungen

Bei der aeroben biologischen Abwasserbehandlung wird Energie verbraucht (z. B. für Belüfter und Pumpen) und Schlamm erzeugt, der normalerweise vor der Verwendung oder Entsorgung behandelt werden muss.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Technik kann in neuen und bestehenden Fabriken angewendet werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Bei einer Sulfatzellstofffabrik mit einer Produktion von 1 500 Tonnen luro/Tag sind für eine komplett neue Belebtschlammanlage ungefähr Investitionen von 19 – 24 Millionen Euro erforderlich, wobei der niedrigere Wert für eine Fabrik zur Herstellung von ungebleichtem Sulfatzellstoff gilt. Diese Kosten enthalten auch die notwendige Vorklärung und Schlammaufbereitung. Die entsprechenden Betriebskosten belaufen sich auf 2,0 – 2,6 Millionen Euro pro Jahr.

Wichtiger Grund für die Einführung

Schutz der Gewässer vor organischen Stoffen, abfiltrierbaren Stoffen, Nährstoffen und potentiell toxischen Abwässern. Gesetzliche Anforderungen. Wasserqualitätsziele.

Anlagenbeispiele

Viele Sulfatzellstoff- und Papierfabriken in Europa haben wirksame Systeme zur biologischen Behandlung eingeführt. Auch weltweit verwenden viele Anlagen derartige Systeme.

Referenzliteratur

[1, Finnish BAT Report 1997], [75, Pöyry 1997], [131, SEPA report 1997],

[157, KRAFT SE 1 Fabrik 2010], [159, Steube et al. 2005], [160, LVSA 2009], [EIPPCB

Befragungen 2007 und 2009], [schwedische Statistik 2007], [finnische statistische Daten 2006].

3.3.14 Dritte Abwasserreinigungsstufe - chemische Fällung

Beschreibung

Siehe Abschnitt 2.9.11.3.1.

Erreichter Umweltnutzen

Das Ziel der dritten Reinigungsstufe besteht hauptsächlich in der Verringerung der Emissionen abfiltrierbarer Stoffe, teilweise nicht biologisch abbaubarer gelöster CSB-Stoffe und Phosphor. Die Verringerung der Emissionen von abfiltrierbaren Stoffen senkt auch die an diese gebundenen Nährstoffemissionen.

Die Vermeidung der störenden Wirkungen vorübergehender Überläufe ist ein weiterer Vorteil der dritten Abwasserreinigungsstufe.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Es wurden keine Emissionsdaten zur Verfügung gestellt, aber unter kontrollierten Testbedingungen ist es möglich 30 – 50 % der nicht biologisch abbaubaren CSB aus biologisch behandeltem Wasser mittels wirksamer und gut funktionierender chemischer Fällung zu entfernen.

Die dritte Reinigungsstufe kann eine vernünftige Lösung darstellen, wenn sich die Abwasserfracht im Verlauf der Jahreszeiten wesentlich ändert und die Reinigungsleistung der zweiten Reinigungsstufe (z. B.

ein Belüftungsteich) im Vergleich zu einer sorgfältig konzipierten und betriebenen biologischen Belebtschlammanlage schlechter ist.

In der Fabrik SE Varkaus, wurde mithilfe der dritten Reinigungsstufe folgende Emissionsverringerung erreicht [17, Nurmesniemi 2010]:

- AFS 55 %
- CSB 35 %
- Phosphor 60 %
- Stickstoff 50 %

In der Fabrik in Varkaus werden alle Schlämme gemischt, bevor sie mithilfe einer Schraubenpresse entwässert werden. Der getrocknete Schlamm wird dann im fabrikeigenen Kraftwerk verbrannt.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es wird eine relative große Menge chemischen Schlammes erzeugt, dessen Entwässerung und Aufbereitung schwieriger als bei biologischem Schlamm ist. Aluminium oder Eisenrückstände können in niedrigen Konzentrationen in den behandelten Abwässern nach der chemischen Fällung vorhanden sein.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

In neuen und bestehenden Fabriken anwendbar, wenn eine weitere Entfernung von organischen Stoffen, Stickstoff oder Phosphor erforderlich ist.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Eine technische und finanzielle Studie zur dritten Reinigungsstufe (Flotationsanlage und Sandfiltration für eine Kapazität von ungefähr 30 000 m³/Tag) hat Investitionskosten von circa 6,6 Millionen Euro und Betriebskosten von circa 1,4 Millionen Euro pro Jahr ergeben (Preisstand: letztes Quartal 2007).

In der Fabrik SE Varkaus, waren die Investitionskosten für die dritte Reinigungsstufe nach dem Belüftungsteich im Vergleich zur Aufrüstung des Belüftungsteichs zu einer Belebtschlammanlage niedriger [17, Nurmesniemi 2010].

Nachfolgend sind allgemeine Kostendaten zur Flotationsanlage (dritte Reinigungsstufe) in der Fabrik Stora Enso Varkaus, die 2006 eine Produktion von ungefähr 600 000 Tonnen Zellstoff, Papier und Karton pro Jahr aufwies, angegeben (Investitionskosten von 2002):

Investitionskosten (2002):	5 Millionen Euro
Auslegung der Anlage:	2 x 30 000 m ³ /Tag (zwei Linien)
CSB im Zulauf:	300 – 600 mg/l
AFS im Zulauf:	50 – 150 mg/l
Verwendung von Aluminiumsulfat:	50 – 400 mg/l.
Jährliche Kosten:	0,5 Millionen Euro, 0,025 – 0,03 Euro pro m ³ behandeltem Wasser
Chemischer Schlamm:	10 t/Tag (20 % der Gesamtschlammmenge). (als Trockensubstanz)

Wichtiger Grund für die Einführung

Der Hauptgrund sind die in den Umweltgenehmigungen festgelegten Anforderungen. Gewöhnlich wird die dritte Reinigungsstufe eingesetzt, wenn die Nährstoffe, die Farbe oder der CSB des behandelten Abwassers über die BVT-Werte hinaus reduziert werden müssen, (z.B. für sehr empfindliche aufnehmende Gewässer) oder wenn störende Einwirkungen vorübergehender Überläufe verhindert werden müssen. Sie wird

außerdem angewendet, um die Effizienz der Abwasserbehandlung zu verbessern (z. B. bei Belüftungsteichen). Niedrige Reinigungsleistungen für Phosphor und CSB in Belüftungsteichen im Winter können verbessert werden.

Anlagenbeispiele

Die biologische Behandlung sowie die chemische Flotation von Abwasser aus der Herstellung von Sulfatzellstoff wird in einigen Anlagen in Schweden, z. B. Skoghall, Billingfors, Bäckhammar oder Iggesund, angewendet. Einige Fabriken in Finnland verwenden ebenfalls die dritte Reinigungsstufe mit chemischer Flotation (z. B. SE Varkhaus).

Referenzliteratur

[17, Nurmesniemi 2010], [67, Hynninen 2008].

3.3.15 Systeme zur Erfassung von Stark- und Schwachgasen

Beschreibung

In effizient konzipierten und betriebenen Gaserfassungssystemen können übelriechende Gase fast vollständig erfasst werden. Die Erfassung und Verbrennung kann mehr als 99 % der gesamten auf dem Produktionsprozess basierenden Emissionen gasförmiger Schwefelverbindungen umfassen.

Nützliche Behandlungsmethoden sind die Verbrennung im Ablaugekessel (siehe Abschnitt 3.3.16.1), Kalkofen (siehe Abschnitt 3.3.16.2) oder speziellen TRS-Brennern (siehe Abschnitt 3.3.16.3). Außerdem werden Wäscher zum Reinigen von Abgasen aus dem Auflösetank oder zum Verringern der SO₂-Emissionen vom separaten TRS-Brenner, dem Kalkofen oder dem Ablaugekessel eingesetzt. Nachfolgend wird ein Überblick über die effiziente Anordnung und den wirksamen Betrieb dieser Gaserfassungssysteme gegeben.

I. Erfassung von konzentrierten übelriechenden Gasen

Das Ziel besteht darin, alle konzentrierten übelriechenden Gase zu erfassen, da sie über einen sehr hohen Schwefelgehalt verfügen. Eine Weichholz verarbeitende Fabrik, die eine Jahresproduktion von 600 000 Tonnen lutro erzielt, würde allein ohne eine geeignete Erfassung und Behandlung konzentrierter übelriechender Gase mehr als 1 300 Tonnen Schwefel in die Luft freisetzen (ungefähr 2 – 5 kg S/Tonne lutro, siehe auch Abschnitt 3.2.2.6.4).

Erfassungspunkte für Starkgase in der Faserlinie sind:

- Kocher vom Dampfkondensator
- Terpentinabscheider
- Schmutzkondensattanks
- Terpentinwäscher
- Terpentinlagertanks
- Tankdämpfe.

Der Erfassungspunkt in der Chemikalienrückgewinnungslinie ist das Schmutzkondensatsystem, z. B die Schmutzkondensattanks (beispielsweise von der Eindampfanlage und dem Ablaugekessel), der Schmutzkondensat-Stripper und dessen Kondensatoren.

Gasleitungen sind mit Wasserabschlüssen ausgerüstet, die einen Teil der Gase kondensieren und außerdem sicherstellen, dass die Gase in die richtige Richtung strömen. Strahlpumpen führen die Gase der Verbrennung zu (Ablaugekessel, Kalkofen oder separater TRS-Brenner). Erfassungskanäle sind außerdem mit Tropfenabscheidern und Flammensperren ausgestattet, die verhindern, dass sich Flammen in den Kanälen rückwärts bewegen (da konzentrierte übelriechende Gase einen großen Anteil brennbares Gas enthalten).

Abbildung 3.39 und Abbildung 3.40 zeigen zwei unterschiedliche wirksame Gaserfassungssysteme für Starkgase mit den Haupterfassungspunkten, Behandlungsoptionen und Ersatzsystemen.

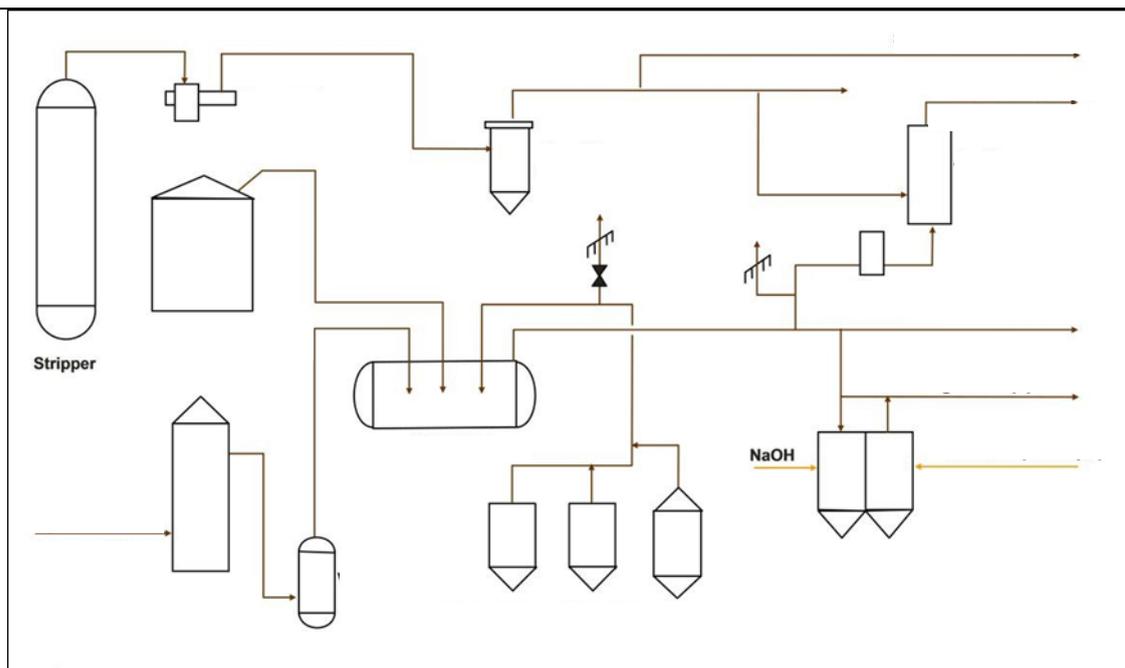


Abbildung 3.39: Behandlungs- und Erfassungssysteme für Starkgase (Fabrik Botnia Rauma)

Abbildung 3.40 zeigt ein ähnliches Erfassungs- und Ersatzsystem, aber die Starkgase für die Verbrennung werden nicht in den Kalkofen, sondern in den Ablaugekessel geleitet.

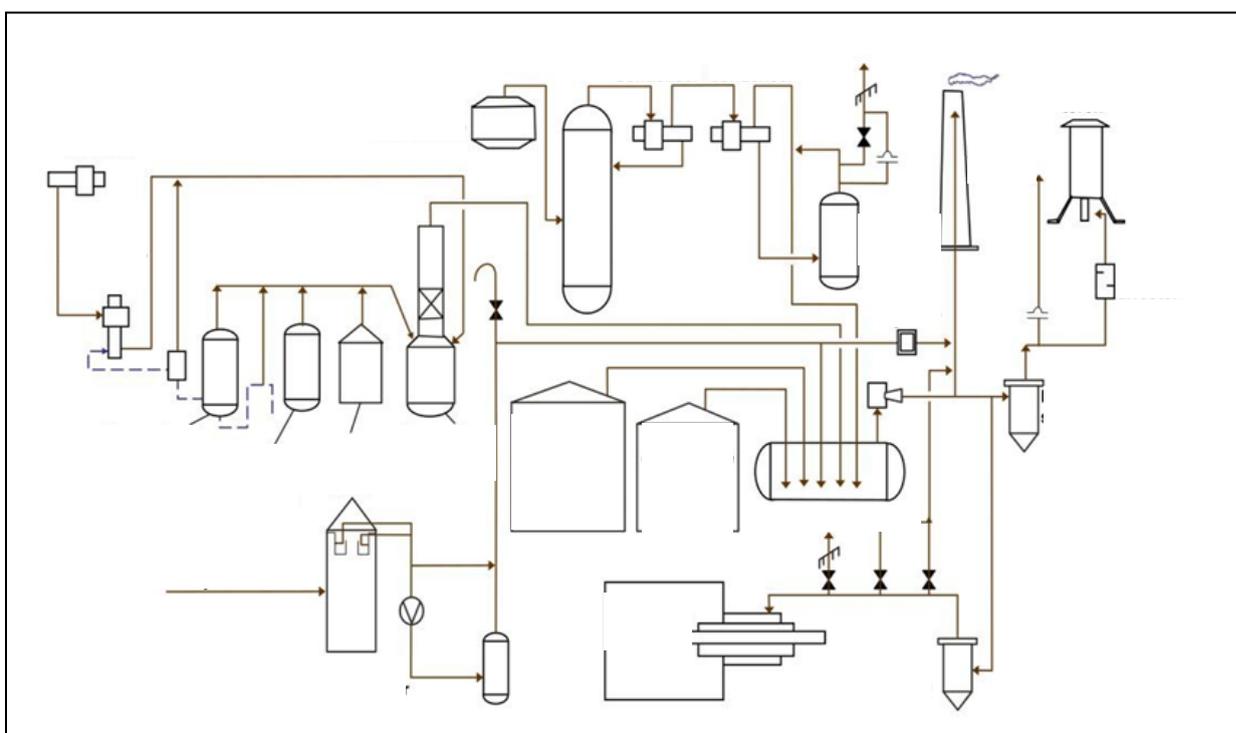


Abbildung 3.40: Behandlungs- und Erfassungssysteme für Starkgase (Fabrik Botnia Joutseno)

II. Erfassung von verdünnten übelriechenden Gasen

In wirksamen Gassammelsystemen werden fast alle verdünnten oder leichten übelriechenden Gase aus der Faserlinie, der Chemikalienrückgewinnungsanlage und dem Kaustifizierungsanlagenbereich erfasst.

Die Erfassungspunkte für verdünnte übelriechende Gase in der Faserlinie sind in Abbildung 3.41. schematisch dargestellt.

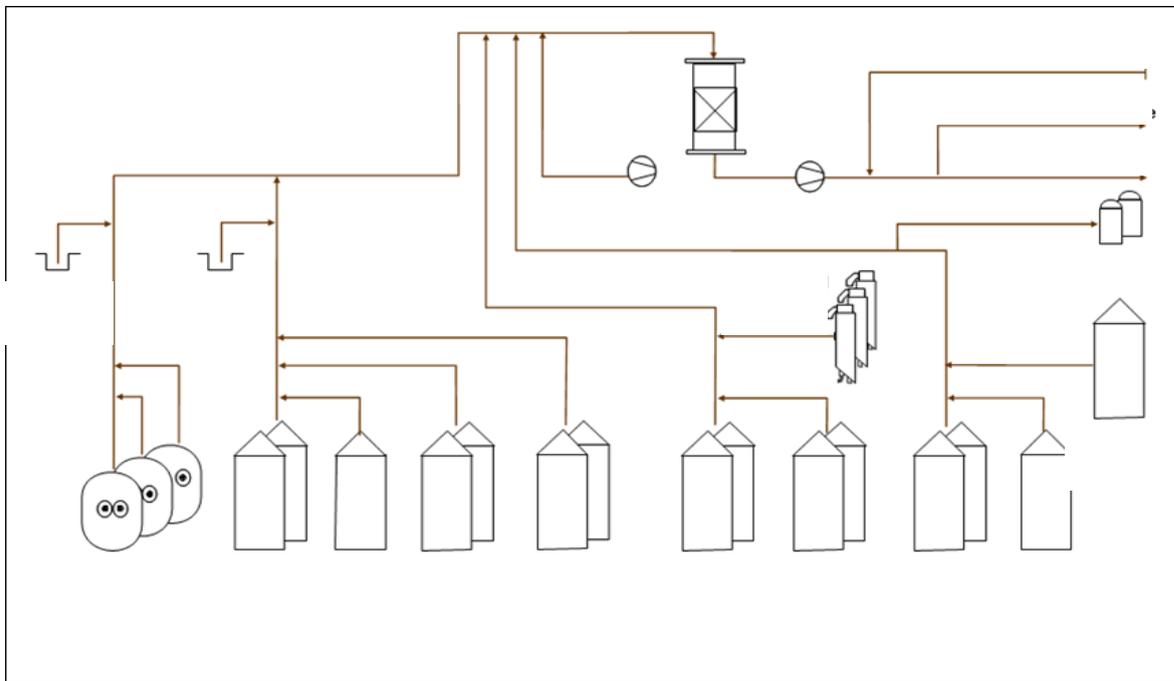


Abbildung 3.41: Behandlung und Erfassung von verdünnten übelriechenden Gasen in der Faserlinie (Fabrik Botnia Rauma)

a) Die Erfassungspunkte in der Faserlinie

Die Erfassungspunkte in der Faserlinie sind der Kocherbereich, die Braunstoffwäscher (zum Beispiel Diffusionswaschanlagen oder Waschpressen oder Trommelverdrängungswaschanlagen), die Tanks der Waschanlagen, Filtrattanks, der Waschflüssigkeitstank, der Knotenrücklaufbehälter, der Sauerstoff-Delignifizierungszulaufbehälter und die Laugenauffangbehälter. All diese Emissionsquellen sind an das Schwachgaserfassungssystem angeschlossen.

Die Erfassung sauren Dampfs aus dem Bleichbereich ist in Abbildung 3.41 nicht dargestellt, z. B. aus den Chlordioxidbleichtürmen und den nachgeschalteten Wäschern oder die SO_2 -Dämpfe zur Chlordioxideliminierung. In wirksamen Systemen werden diese Gase aufgrund des hohen Chlorgehalts, der eine beträchtliche Korrosionsgefahr in Brennern darstellt, auch in einem separaten Wäscher erfasst und behandelt.

b) Erfassungspunkte in der Chemikalienrückgewinnungslinie

Die Erfassungspunkte der Eindampfanlage und des Tallölerzeugungsbereichs umfassen eine große Zahl der Gasfreisetzungspunkte des Tanksystems, z. B. den Schwarzlauge-, Dicklauge- und Kondensattank, den Zwischenlauge-, Schwachlauge-, Leckagelauge- und Tallölseifenlagertank, die Seifenausgleichstanks und den Tallöl- und Seifenöltank. Weitere Erfassungspunkte sind der Gaswäscher der Tallölkochanlage, der Tallölreaktor und die Ölabscheider. Das Gaserfassungssystem ist in Abbildung 3.42 schematisch dargestellt. Die erfassten verdünnten Gase werden als Verbrennungsluft in den Ablagekessel geleitet.

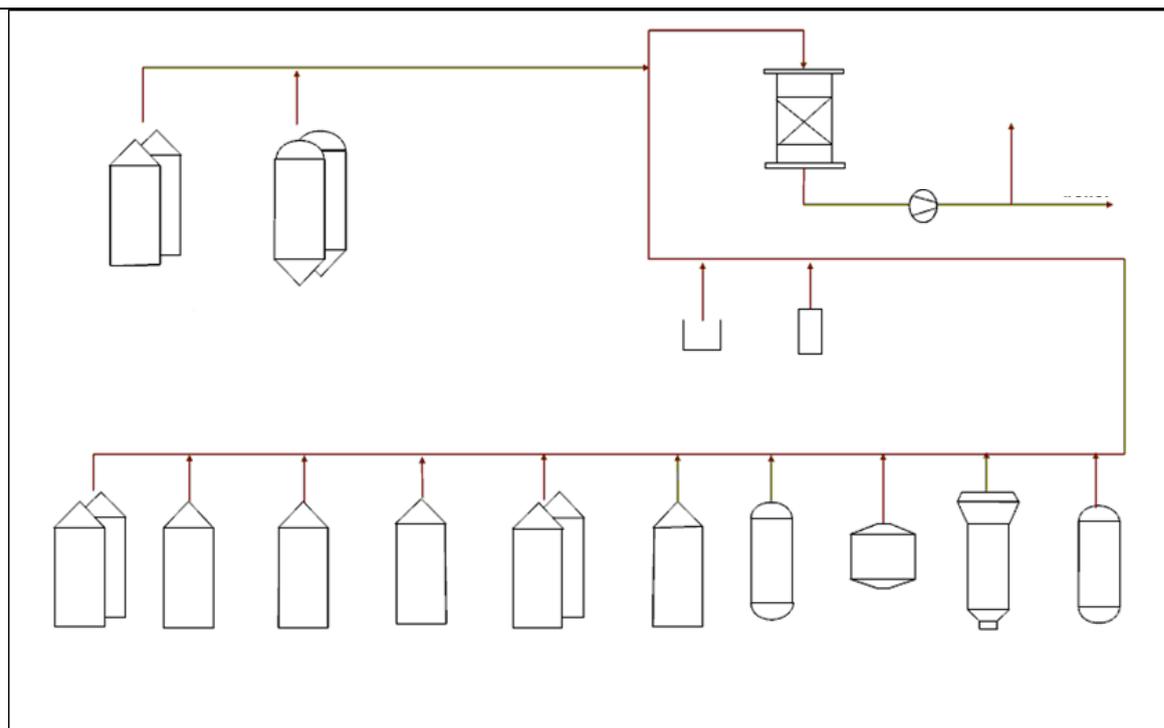


Abbildung 3.42: Erfassung und Behandlung von geruchsbelasteten Schwachgasen aus dem Eindampfbereich und dem Tallölkochbereich (Fabrik Botnia Rauma)

c) Erfassungspunkte in der Kaustifizierungsanlage

Ein sehr wirksames und gründliches Gaserfassungssystem umfasst auch eine fast vollständige Erfassung aller übelriechenden Schwachgase in der Kaustifizierungsanlage. Die Kaustifizierungsdämpfe haben einen niedrigeren Gehalt an übelriechenden Schwefelverbindungen als andere Quellen. Erfassungspunkte aus dem Tankbereich der Kaustifizierungsanlage sind die Grünlaugetanks, die Grünlaugebodensatzfilter, die Bodensatztanks, Grünlaugefilter, die Grünlaugefiltrattanks, die Heißwassertanks, die Grünlaugenoxidation (wenn vorhanden) und ihr Dampfkondensator, der Kalklöscher und dessen Wäscher, der Dampfwäscher des Kalklöschers, die Kaustifizierungstanks, der Kalkschlammfilter, die Weißlaugetanks, der Kalkschlammagertank, die Verdünnungswassertanks, der Säuretank, das Kanalbelüftungssystem und der Wärmetauscher vor dem Kalkofen. Nur in den neuesten Fabriken werden alle niedrig konzentrierten übelriechenden Gase in der Kaustifizierungsanlage erfasst. Die Kaustifizierungsdämpfe haben normalerweise einen sehr niedrigen Gehalt an übelriechenden Schwefelverbindungen. Die Erfassung der Gase aus dem Tankbereich der Kaustifizierungsanlage ist fast genauso wirksam wie die vollständige Erfassung.

Abbildung 3.43 zeigt ein Beispiel für ein wirksames Gaserfassungssystem niedrig konzentrierter geruchsbelasteter Gase aus dem Kaustifizierungsbereich (Botnia, Rauma, FI).

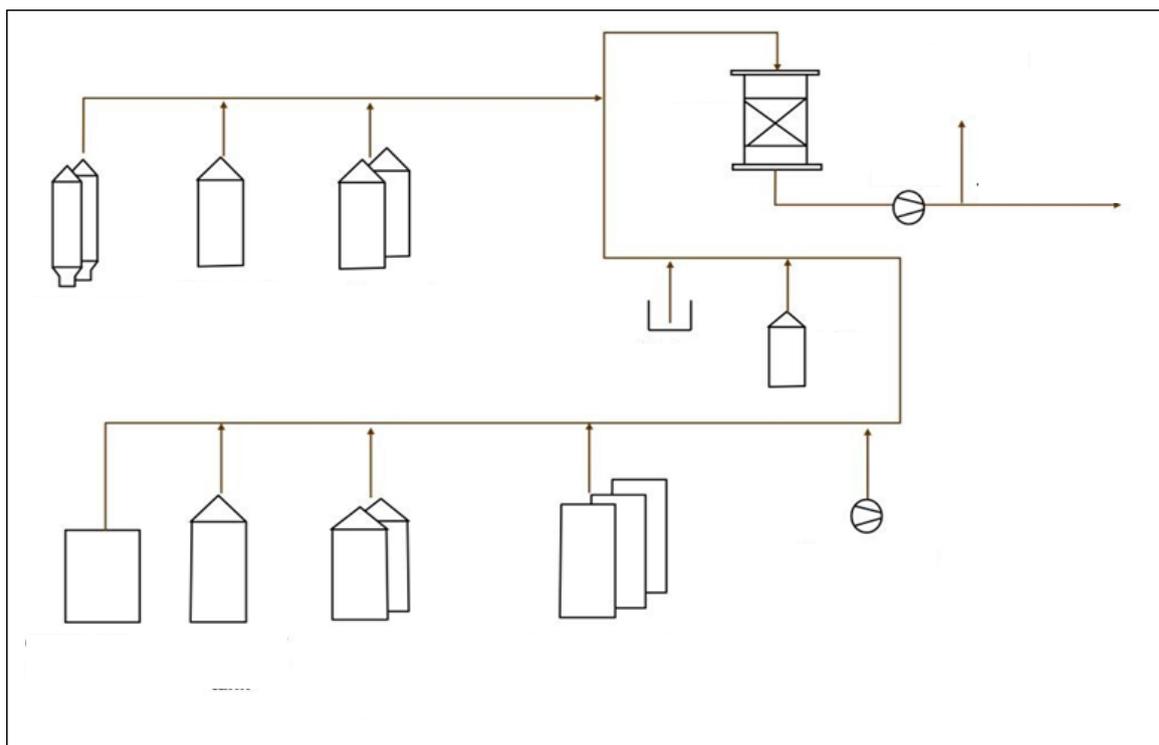


Abbildung 3.43: Erfassung und Behandlung von geruchsbelasteten Schwachgasen aus dem Kaustifizierungsbereich (Fabrik Botnia Rauma)

d) Abgase aus dem Auflösetank.

Das Abgas aus dem Auflösetank (DTVG) enthält auch hohe Mengen TRS-Schwefel und Partikel (hauptsächlich Sulfate). Abgase werden traditionell nicht bei den nicht kondensierbaren Gasen eingeordnet. Wenn das Abgas jedoch in den Feuerraum des Ablaugekessels geleitet wird, muss es aufgrund seines hohen Feuchtigkeitsgehalts gemäß den Vorschriften zum Umgang mit verdünnten, nicht kondensierbaren Gasen behandelt werden. Diese Abgase sind oft nur mit Wäschern erfolgreich zu behandeln. Alternativ, können DTVG nach Entfernung von Feuchtigkeit und Partikeln auch in Ablaugekesseln neuerer Bauart oder Ablaugekesseln, die für die DTVG-Verbrennung umgebaut wurden, verbrannt werden. Diese Technik wurde zum Beispiel in den Fabriken Varkaus und Rosenthal in bestehenden Ablaugekesseln installiert (bei Kosten von ungefähr 1 – 2 Millionen Euro pro Fabrik für die Installation neuer Gebläse, Kühler, Rohrleitungen und Kondensatabscheider).

Wenn DTVG im Ablaugekessel verbrannt werden, saugt ein Gebläse die Abgase aus dem Auflösetank an, ein Kondensator verringert den Feuchtigkeitsgehalt des Gases und ein Wäscher verringert die Partikelfracht. Dann wird das gereinigte Abgas mit vorgeheizter Luft vermischt und ein Gebläse bläst die Luft-/Gasmischung über Rohrleitungen zum Feuerraum. Alternativ kann das Abgas durch den Wäscher und dann zum Dach geleitet werden.

Erreichter Umweltnutzen

Ein wirksames Gaserfassungs- und Behandlungssystem ist sowohl für die Kontrolle der Schwefelemissionen als auch der Geruchsbelastung von großer Bedeutung. Es begrenzt die Geruchsbelästigung in der Nachbarschaft. Die Erfassung übelriechender Gase hat eine signifikante Auswirkung auf die Verbesserung der Luftqualität. Fabriken mit einem fortschrittlichen Erfassungssystem für niedrig und hoch konzentrierte übelriechende Gase können die Dauer von Geruchsbelästigungen auf <1 % der Betriebszeit senken.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Das Hauptziel ist die fast vollständige Erfassung und Behandlung von übelriechenden Gasen. Aufgrund des hohen Schwefel- und Geruchsgehalts der Starkgase, sollten diese Gase erfasst (Erfassungsleistung von >99 %) und unter Gewährleistung höchster Verfügbarkeit (>97 %) behandelt werden. Für Starkgase sollten Ersatzsysteme vorhanden sein, die bei Bedarf so schnell wie möglich in Betrieb genommen werden können.

Niedrig konzentrierte übelriechende Gase von allen anderen Punkten sollten erfasst und behandelt werden. Normalerweise gibt es für niedrig konzentrierte übelriechende Gase kein Ersatzsystem zur Behandlung, da die Geruchswirkung nicht so stark ist wie bei der Freisetzung höherer Konzentrationen von TRS. Wirksame Systeme verfügen über ein automatisches Überwachungssystem zur sofortigen Erkennung unerwünschter Freisetzungen, die dann direkt an den Leitstand gemeldet werden. Bei verdünnten TRS-Gasen sollten eine hohe Gaserfassungsleistung (>95 %) und eine geeignete Behandlung gewährleistet sein. Die Verfügbarkeit des Behandlungssystems für Schwachgase sollte bei mehr als 90 % der Betriebsstunden liegen. Andernfalls sind die durch diese Emissionen verursachten Belästigungen der Gemeinde erheblich. Die Schwefelemissionen sind mit einem wirksamen Erfassungs- und Behandlungssystem für übelriechende Gase wesentlich geringer.

Die Anlagen des Geruchsgassystems müssen außerdem die Sicherheitsbestimmungen in Bezug auf Arbeitsschutz und brennbare Flüssigkeiten und Gase erfüllen. Sie müssen zuverlässig und sorgfältig konzipiert sein (z. B. ist eine ausreichende Gebläsekapazität, um die erwünschte Saugleistung zu erzielen, entscheidend) und von speziell geschultem Personal bedient werden. Es ist wesentlich, dass geeignete Prozessgestaltungslösungen für Geruchsgassysteme durch den ordnungsgemäßen und sorgfältigen Betrieb durch die Bediener der Fabrik ergänzt werden.

Geruchsbelastete Gase enthalten einen wesentlichen Anteil Wasserdampf. Außerdem enthalten sie organische Verbindungen, die unter typischen Betriebsbedingungen leicht kondensieren. Es ist wichtig, das Erfassungssystem so zu konzipieren, dass Schmutzkondensat wirksam entfernt und behandelt werden kann. Das Kondensatsystem muss so konzipiert sein, dass ein Rückströmen der Luft (Austrocknen) während der Kondensatentfernung auch bei Abschaltungen der Fabrik eliminiert werden kann. Viele Betriebsunfälle ereignen sich während des Anfahrens der Fabrik oder bei Störungen durch die Bildung und erneute Verdunstung von Kondensat.

Die Wartung des Gaserfassungssystems ist wichtig, um die bestmögliche Leistungsfähigkeit und eine hohe Verfügbarkeit zu erzielen. In Starkgassystemen können Luftaustritte eine Gasverdünnung verursachen, so dass die Gas-Luftmischung explosionsfähig wird. Daher sollten die Gaskanäle in einwandfreiem Zustand gehalten werden. In Kanälen für verdünntes Gas stellt sich ein anderes Problem: bei Prozessstörungen können sich Gase in einer hohen Konzentration ansammeln und in den explosionsgefährlichen Bereich gelangen. Unter normalen Betriebsbedingungen wird das Schwachgassystem unter niedrigem Druck betrieben. Unerwünschte Leckagen sollten kontinuierlich und automatisch überwacht werden, z. B. durch Mini-Anemometer für Messungen der Strömungsgeschwindigkeit im Rohrsystem, Wechselventile und die Messung von Temperaturänderungen bei Freisetzungen etc.

Eines der größten Probleme stellt die Kapazität des Erfassungssystems dar. Ein häufiger Fehler besteht darin, zu kleine Maße für die Erfassungskanäle und die Prozessausrüstung zu wählen, da normalerweise alle Fabriken irgendwann über ihre ursprüngliche Kapazität hinaus produzieren. Außerdem muss die Kapazität des Gebläses ausreichend sein, um im gesamten System einen niedrigen Druck aufrechtzuerhalten.

Um eine hohe Verfügbarkeit des Systems zu gewährleisten, sollten Wasserabschlüsse groß genug sein, damit die Gase erwartungsgemäß strömen können. Andernfalls können übelriechende Gase an den falschen Stellen in den Prozess oder direkt in die Luft gelangen und einen fauligen Geruch verursachen. Der Wasserstand in den Wasserabschlüssen sollte kontinuierlich überwacht werden.

Die Wäscher und deren Düsen müssen ebenfalls überwacht und gewartet werden, insbesondere wenn Weißblauge als Waschflüssigkeit verwendet wird (Weißblauge hat einen höheren Feststoffgehalt als NaOH). Der Betrieb eines Wäschers sollte mit Messungen überwacht werden und in Abhängigkeit vom Gas sollte die TRS-Reduktion mindestens 50 % betragen, da Dimethylsulfid und Dimethyldisulfid nicht ausgewaschen werden.

Die Überprüfung der Wirksamkeit der Erfassungssysteme und der Betriebsstunden, in denen Schwachgase über den Schornstein abgelassen werden, können durch die Prozessautomation der Fabrik genau berechnet werden.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die wirksame Erfassung von übelriechenden (schwefelhaltigen) Gasen kann das Schwefel-Natrium-Gleichgewicht stören. Wenn sich im Prozess überschüssiger Schwefel anreichert, kann dessen Entfernung aus dem Prozess erforderlich sein, z. B. durch Auslaugen der Ablaugekesselasche.

Die Verbrennung von übelriechenden Gasen im Ablaugekessel kann die Schwefel- und NO_x-Emissionen aus dem Ablaugekessel beeinflussen.

Durch die Verbrennung schwefelhaltiger Gase werden der Carbonatgehalt und der pH-Wert der Filterasche des Ablaugekessels verringert. Der zusätzliche Schwefel in übelriechenden Gasen wird zuerst dadurch sichtbar, dass in der Elektrofilterasche Carbonat durch Sulphat ersetzt wird. Wenn der Carbonatgehalt niedrig wird, liegt der verbleibende Schwefel in Form von SO₂ in den Rauchgasen vor. Vor der Entscheidung, ob übelriechende Gase im Ablaugekessel verbrannt werden sollen, wäre es ratsam, genau zu untersuchen, ob der Ablaugekessel über die notwendige Kapazität für die Verarbeitung der zusätzlichen Schwefelfracht verfügt. Die Schwefelemissionen aus dem Ablaugekessel können reduziert werden, indem die Sulfidität der Schwarzlaugen durch Erhöhen des Trockengehalts der konzentrierten Schwarzlauge oder durch die Verwendung von Wäschern verringert wird.

Bei stabilem Betrieb sind die Schwefelemissionen niedrig, wenn konzentrierte übelriechende Gase verbrannt werden, vorausgesetzt der Trockensubstanzgehalt der Verbrennungsflüssigkeit beträgt mindestens 72 % bei fast voller Laugenlast und einer Sulfidität von circa 40.

Wenn übelriechende Gase bei Teillast verbrannt werden, müssen der pH-Wert und der Carbonatgehalt der Elektrofilterasche sowie der SO₂-Gehalt der Rauchgase für jeden Fall einzeln bewertet werden. Ein Kessel, der kontinuierlich bei Teillast betrieben wird, erfordert einen höheren Trockensubstanzgehalt als ein bei Nennlast oder mehr laufender Kessel, um einen reibungslosen Betrieb zu gewährleisten. Wenn die Menge des mit übelriechenden Gasen freigesetzten Schwefels so groß ist, dass bei der Verbrennung SO₂-Emissionen erzeugt werden, erhöht sich die Neigung des Kessels zu Faulvorgängen und Korrosion durch saure Aschesalze (niedriger pH-Wert).

Besonders konzentrierte übelriechende Gase können Stickstoffverbindungen enthalten. Diese Stickstoffverbindungen bestehen hauptsächlich aus Ammoniak, der in der Eindampfanlage von der Schwarzlauge abgetrennt wird. Einige dieser Stickstoffverbindungen wurden im Kaustifizierungsbereich aus dem Stickstoff gebildet, der mit der Ablaugekesselschmelze in den Auflösetank gelangt ist und dann durch den Kochprozess zurück in den Ablaugekessel geführt wurde. Theoretisch liegt der Anteil von NO_x an der Gesamtlast bei circa 5 – 15 %, was jedoch mit Emissionsmessungen schwierig zu überprüfen ist.

Verdünnte übelriechende Gase haben einen Anteil von unter 1 % an den NO_x-Emissionen des Ablaugekessels. Ihre Wirkung auf die TRS-Fracht des Ablaugekessels ist nur dann signifikant, wenn der Kessel außerhalb des normalen Betriebsbereichs funktioniert, d. h. bei niedriger Leistung betrieben wird. Dann kann das höchste Luftregister des Ablaugekessels zu kalt für die TRS-Verbrennung sein.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die beschriebenen Systeme können in neuen und bestehenden Fabriken installiert werden. In vielen älteren Fabriken sind einige Waschanlagen offen ausgelegt. Die Erfassung von Abgasen aus diesen Quellen verdünnter Gase erfordert die Behandlung sehr großer Luftmengen, was sowohl technisch als auch wirtschaftlich mit Schwierigkeiten verbunden sein kann.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

In einigen Fällen kann ein komplexerer Fabrikaufbau die Erfassung aller verdünnten übelriechenden Gase verkomplizieren. Die Kosten für die Rohrleitungen sowie die Gebläseanforderungen können in diesen Fällen erheblich steigen.

Wichtiger Grund für die Einführung

Verbesserte Schwefelrückgewinnung, was Kostenvorteile bringt (jedoch auch ein Ungleichgewicht in Bezug auf die S/Na-Kontrolle verursachen kann). Ein fortschrittliches Erfassungs- und Behandlungssystem für übelriechende Gase verbessert den Ruf von Sulfatzellstofffabriken und erhöht die Wahrscheinlichkeit der allgemeinen Akzeptanz ihres Betriebs in der Nachbarschaft.

Anlagenbeispiele

Zu den fortschrittlichen modernen Fabriken mit Erfassungs- und Behandlungssystemen für übelriechende Gase, die ähnlich aufgebaut sind, wie vorstehend beschrieben, gehören die Fabriken Botnia Joutsena und Rauma (FI), Heinzl Pöls (AU) oder Mercer Stendal und Rosenthal (DE) etc.

Referenzliteratur

[174, M.Ahlroth et al. 2009], [175, Recovery Boiler Committee 2006], [176, Hämäläinen 2009].

3.3.16 Kontrolle von nicht-kondensierbaren Stark- und Schwachgasen in Behandlungssystemen mit hoher Verfügbarkeit

Einleitung

Die Kontrolle nicht kondensierbarer Gase (NCG), die Emissionen von reduzierten Schwefelverbindungen und somit einen unangenehmen Geruch verursachen, ist unterteilt in die Behandlung konzentrierter nicht kondensierbarer Gase (CNCG), die ungefähr 2 – 5 kg TRS/Tonne lutro (gemessen als S) enthalten, und die Behandlung verdünnter nicht kondensierbarer Gase (DNCG), die ungefähr 0,5 kg TRS/Tonne lutro (gemessen als S) enthalten. Weitere Einzelheiten zu TRS-Emissionen sind in Abschnitt 3.2.2.6.4 beschrieben.

Kleine Volumenströme hochkonzentrierter Gase (CNCG) aus den Koch- und Eindampfstufen werden zum Beispiel in Terpentinrückgewinnungssystemen, in Dampfkondensatoren von kontinuierlichen Kochern, in Speichertanks für Schmutzkondensate, durch die Freisetzung von nicht kondensierbaren Gasen aus dem Eindampfer und in Heißwasserbehältern gebildet sowie beim diskontinuierlichen Kochen im Rückgewinnungssystem für Blasdampf anstelle der Kondensate des Dampfkondensators beim kontinuierlichen Kochen.

Beim Umgang mit Schwarz- und Weißlauge, bei der Zellstoffwäsche und auf den Bodengängen mit Schwarz- und Weißlaureresten fallen große Volumenströme von niedrig konzentrierten Gasen (DNCG) an. Die Hauptquellen von Emissionen sind die Wasch- und Sortieranlagen für ungebleichten Zellstoff, Tanks für Zellstoff- und Waschlauge in der Wasch- und Sortieranlage, Speichertanks für Schwarzlauge in der Eindampfanlage und Speichertanks für Weißlauge in der Kaustifizieranlage.

Die Erfassung der NCG erfolgt mittels Gasleitungen, Strahlpumpen und Gebläsen für den Gastransport (siehe Abschnitt 3.3.15). Betriebsstörungen oder Fehlfunktionen des Systems sollten vermieden oder verringert und überwacht werden und die Anzahl der Störungen sowie deren Dauer sollte aufgezeichnet werden.

Es stehen verschiedene technische Optionen zur Behandlung von geruchsbelasteten Gasen zur Verfügung: hauptsächlich die Verbrennung im Ablaugekessel (siehe Abschnitt 3.3.16.1), im Kalkofen (siehe Abschnitt 3.3.16.2) oder in speziellen NCG-Brennern, die mit einem SO₂-Wäscher ausgestattet sind (siehe Abschnitt 3.3.16.3).

Eine schematische Übersicht für ein Behandlungssystem für CNCG ist in Abbildung 3.44 und für DNCG in Abbildung 3.45 beispielhaft dargestellt. Bei Starkgasen umfasst das Gaszerstörungssystem immer Ersatzsysteme. Abbildung 3.44 zeigt ein Beispiel, bei dem die Starkgase hauptsächlich im Ablaugekessel verbrannt werden, wobei NCG-Brenner als Ersatz fungieren. Alternativ können die Starkgase im Kalkofen (auch mit einem Ersatzsystem) oder in einem speziellen NCG-Brenner, der in diesem Fall auch mit einem Reservesystem versehen ist (nicht in Abbildung 3.44 dargestellt), verbrannt werden.

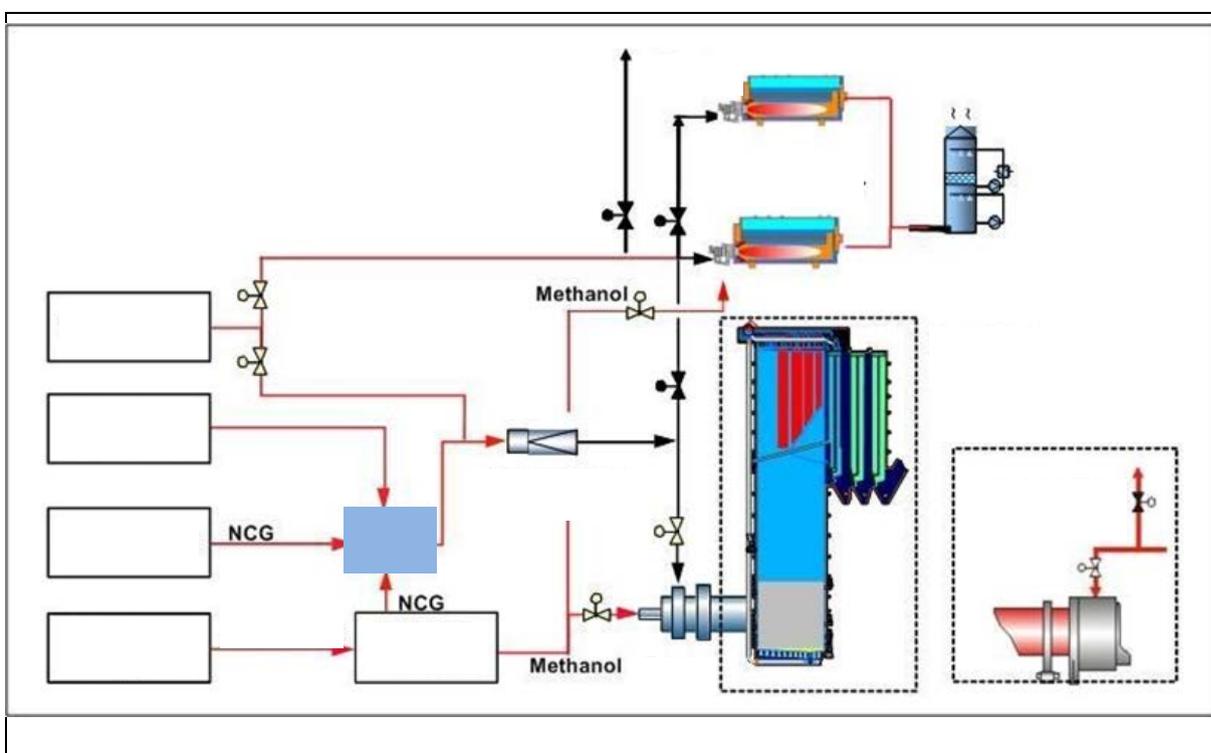


Abbildung 3.44: Beispiel für ein CNCG-Behandlungssystem

Abbildung 3.45 zeigt, dass verdünnte NCG, die aus einer großen Menge an Quellen erfasst werden, vorzugsweise im Ablaugekessel oder in einigen Fällen auch in Kesseln zur Energieerzeugung (wenn diese in Betrieb sind), in NCG-Brennern oder im Kalkofen (nicht in der Abbildung dargestellt) verbrannt werden. Für die DNCG-Verbrennung gibt es oft keine Ersatzsysteme.

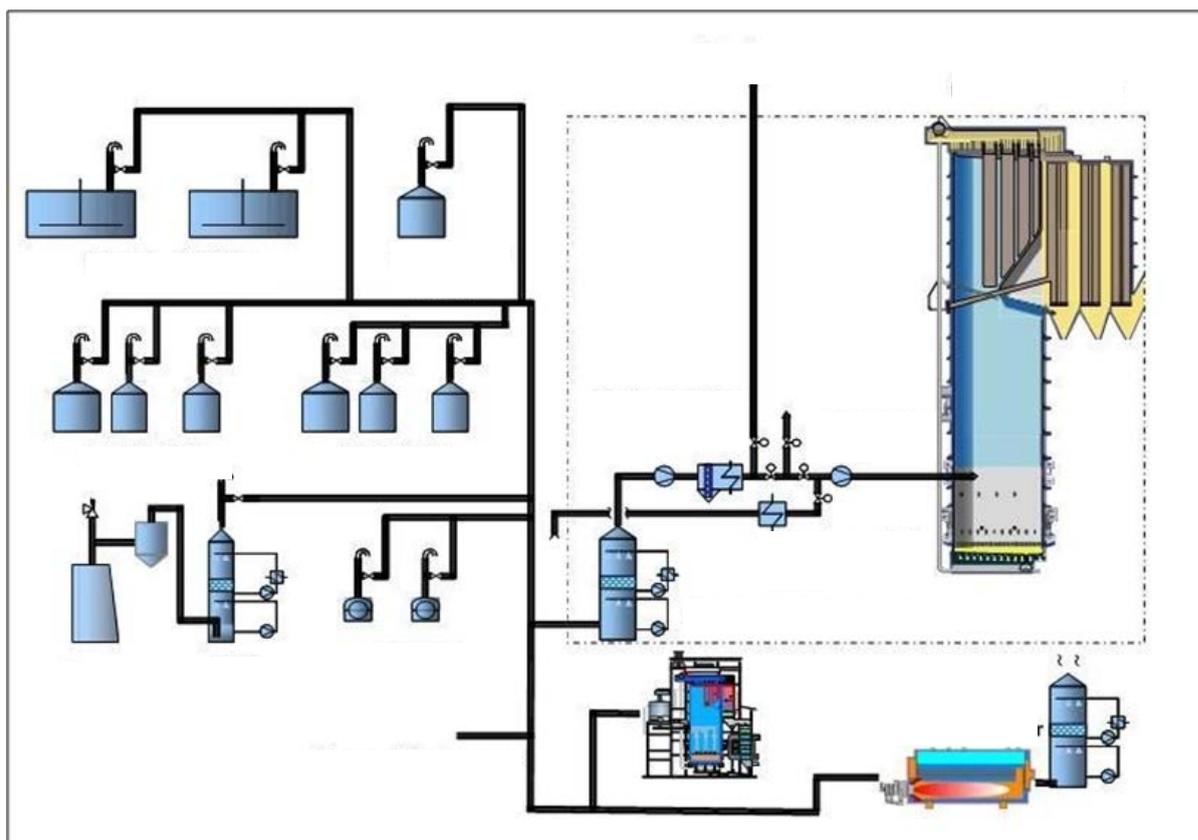


Abbildung 3.45: Beispiel für ein DNCG-Behandlungssystem

Die Effizienz und Verfügbarkeit des Gasbehandlungssystems hängen von der Art des gewählten Systems (Ablaugekessel, Kalkofen, spezieller NCG-Brenner), der Anzahl und der Art der Ersatzgeräte, die bei Betriebsstörungen, Ausfällen, Wartung, Abschaltungen der Fabrik oder anderen Stillstandszeiten des normalen Systems aktiviert werden, sowie der Überwachung und Steuerung des gesamten Systems ab (in Bezug auf die Verfügbarkeit, siehe auch Abbildung 3.46). Eine hohe Verfügbarkeit des Behandlungssystems für Starkgase kann zum Beispiel durch die Verbrennung der Stark- und Schwachgase im Ablaugekessel und durch die Verwendung des Kalkofens als erstens Ersatzsystem und einer Fackel als zweites Ersatzsystem erreicht werden. Für weitere Optionen wird auf die Abschnitte 3.3.16.2 und 3.3.16.3 verwiesen.

Unter normalen Betriebsbedingungen gewährleistet das System, dass immer zwei Anlagen zur Verfügung stehen, in denen CNCG zerstört werden können. Die projektierte Leistung für die CNCG-Verbrennung sollte die Behandlung eines Gasvolumens, das 100 % über der unter normalen Betriebsbedingungen erzeugten Gasmenge liegt, ermöglichen. Außerdem sollte bei der Abschaltung der Fabrik mindestens eine Anlage zur Behandlung von CNCG zur Verfügung stehen. Wenn es sich bei einer der Optionen um eine Fackel oder einen NCG-Verbrennungskessel handelt, erfordert die Aufrechterhaltung des Brennvorgangs die kontinuierliche Verbrennung einer kleinen Menge der NCG, die jedoch nicht bei maximaler Leistung erfolgen darf. Die verschiedenen Optionen werden in den folgenden Abschnitten erörtert.

3.3.16.1 Verbrennung von übelriechenden Stark- und/oder Schwachgasen im Ablaugekessel

Beschreibung

Die CNCG können in die Sekundärluftebene des Ablaugekessels eingeleitet werden (siehe Abbildung 3.56), wo ihr Energiegehalt verwertet und die reduzierten Schwefelverbindungen in Schwefeldioxid umgewandelt werden. Wenn der Trockensubstanzgehalt der Schwarzlauge hoch genug ist (siehe Abschnitt 3.3.17.1), sind die SO_2 -Emissionen praktisch nicht betroffen, wenn CNCG im Ablaugekessel verbrannt

werden. Es ist keine weitere Reinigunstechnik (z. B. Wäscher) erforderlich, um die Schwefelemissionen sehr niedrig (nahe Null) zu halten.

Erfasste verdünnte übelriechende Gase (DNCG) können im Ablaugekessel als Sekundär- oder Tertiärluft verbrannt werden. Abhängig von der Menge an DNCG und dem Aufbau der Zellstofffabrik betreiben einige Fabriken mehrere TRS-Zerstörungssysteme für verschiedene Abteilungen.

Ein Beispiel für die erzielten Emissionen eines Ablaugekessels, der die Starkgase verbrennt und mit einem Wäscher ausgestattet ist, ist in Abbildung 3.55 dargestellt.

Erreichter Umweltnutzen

Die wirksame Erfassung von Geruchsgasen aus allen Quellen und deren wirksame Behandlung minimiert die Schwefelemissionen (TRS) und die Geruchsbelastung in der Nachbarschaft.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die Verbrennung sowohl von Starkgasen als auch von Schwachgasen im Ablaugekessel wird in vielen Fabriken ohne Probleme angewendet. Nach dem Verbrennen der NCG im Ablaugekessel, sind diese fast vollständig zerstört und die TRS-Emissionen liegen überwiegend unter 5 mg TRS/Nm³ (6 % O₂), ermittelt als Jahresmittelwert, siehe Abbildung 3.48 und Abbildung 3.49, und verursachen keine unangenehmen Gerüche in der Nachbarschaft mehr.

Der Durchsatz der Tertiärluftebene des Ablaugekessels, in dem die DNCG verbrannt werden können, ist begrenzt und daher können auch andere Verbrennungsalternativen erforderlich sein.

Für erzielte TRS- und SO₂-Emissionsdaten von Ablaugekesseln wird auf Abschnitt 3.3.17.1 verwiesen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Das Verbrennen übelriechender Gase in einem Ablaugekessel ist aufgrund des in geruchsbelasteten Gasen enthaltenen Ammoniaks eine potentielle Quelle zusätzlicher NO-Emissionen. Die neuesten Experimente zeigen jedoch, dass eine Erhöhung der NO-Emissionen größtenteils vermieden werden kann, wenn die übelriechenden Gase auf die richtige Weise und an der richtigen Stelle in den Feuerraum des Kessels eingedüst werden [[225, Hupa 2005](#)] (z. B. die Södra-Fabriken: Värö und Mörrum).

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Diese Maßnahme kann in neuen und in bestehenden Sulfatzellstofffabriken eingesetzt werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Es wurden keine Kostendaten zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Verringerung der Geruchs- und Schwefelemissionen. Gesetzliche Anforderungen.

Anlagenbeispiele

Korsnäs, Frövi; Södra: Värö und Mörrum, Skutskär; UPM Pietarsaari; Celbi, SE Oulu, UPM Kymi, UPM Fray Bentos, MB Joutseno, MB Kemi, Zellstoff Pöls AG; SE Veitsilouto, Zellstoff Stendal [[33, COM 2011](#)], [Kommentar D1 Deutschland].

Referenzliteratur

[[33, COM 2011](#)], [[64, J.Malmström 2010](#)], [[65, N.DeMartini et al. 2010](#)], [[66, FRBC 2010](#)], [[225, Hupa 2005](#)].

3.3.16.2 Verbrennung erfasster übelriechender Gase (Stark- und Schwachgase) im Kalkofen

Beschreibung

Der erfassten geruchsbelasteten Starkgase können als Sekundärluft im Kalkofen verbrannt werden (siehe Abbildung 3.44). Einige Fabriken verbrennen auch die Schwachgase im Kalkofen, andere wenden alternative Methoden an (z. B. Ablaugekessel, Wäscher). Abhängig von der Menge an DNCG und dem Aufbau der Zellstofffabrik betreiben einige Fabriken mehrere Gasbehandlungssysteme für verschiedene Abteilungen (siehe Abbildung 3.45). In der nachstehend unter „Umweltleistung und Betriebsdaten“ beschriebenen Beispielfabrik werden alle DNCG in Wäschern behandelt.

Erreichter Umweltnutzen

Die wirksame Erfassung von Geruchsgasen aus allen Quellen und deren wirksame Behandlung minimiert die Schwefelemissionen (TRS) und die Geruchsbelastung in der Nachbarschaft.

Umweltleistung und Betriebsdaten

In Abschnitt 3.3.20.1 werden Emissionsdaten für Kalköfen aufgeführt, in denen CNCG mit und ohne Wäscher verbrannt werden.

Ein Beispiel für die Verfügbarkeit eines Behandlungssystems für geruchsbelastete Gase ist in Abbildung 3.46 dargestellt.

In diesem Fall werden die CNCG im Kalkofen verbrannt und ein spezieller Kessel wird als Ersatzsystem verwendet. Der Ersatzkessel wird mit Dampf bei einem Druck von 11 bar gehalten. Der Zeitraum vom „Betriebsstillstand“ zum Warmlaufen des Ersatzkessels für die „Verbrennung geruchsbelasteter Gase“ beträgt eine Stunde. Wenn die Verbrennung der geruchsbelasteten Starkgase nicht möglich ist, werden sie über einen 120 m hohen Schornstein abgelassen.

Alle DNCG werden in Wäschern behandelt (einer in der Faserlinie, einer im Eindampfbereich und zwei im Kaustifizierungsbereich). Wenn die Verbrennung im Ablaugekessel nicht möglich ist, werden die Gase über einen 120 m hohen Schornstein abgelassen.

Die Erfassung von CNCG beträgt 100 % und der Erfassungsgrad für DNCG beträgt fast 100 %. Innerhalb eines Zeitraums von zwei Jahren lag die CNCG-Behandlungsverfügbarkeit über drei Monate unter 97 %, aber bei Betrachtung des Kalenderjahrs insgesamt wurde dieser Zielwert noch immer erreicht. Die Behandlungsverfügbarkeit für die DNCG-Behandlung war im Berichtszeitraum vergleichbar oder sogar höher als für CNCG, obwohl die Genehmigung nur eine Verfügbarkeit > 90 % vorschreibt, d. h. <10 % der DNCG können in den Schornstein und somit in die Atmosphäre abgelassen werden. Eine Verfügbarkeit von 100 % bedeutet, dass die Behandlungssysteme für geruchsbelastete Gase die ganze Zeit eingeschaltet sind und keine Geruchsgase in die Atmosphäre abgelassen werden. Die Gründe für die verringerte Verfügbarkeit in dieser Beispielfabrik waren Anlagenausfälle (z. B. April – Juli 2008, Ausfall der Eindampfanlage), sonstige Prozessprobleme und Anfahrzeiträume.

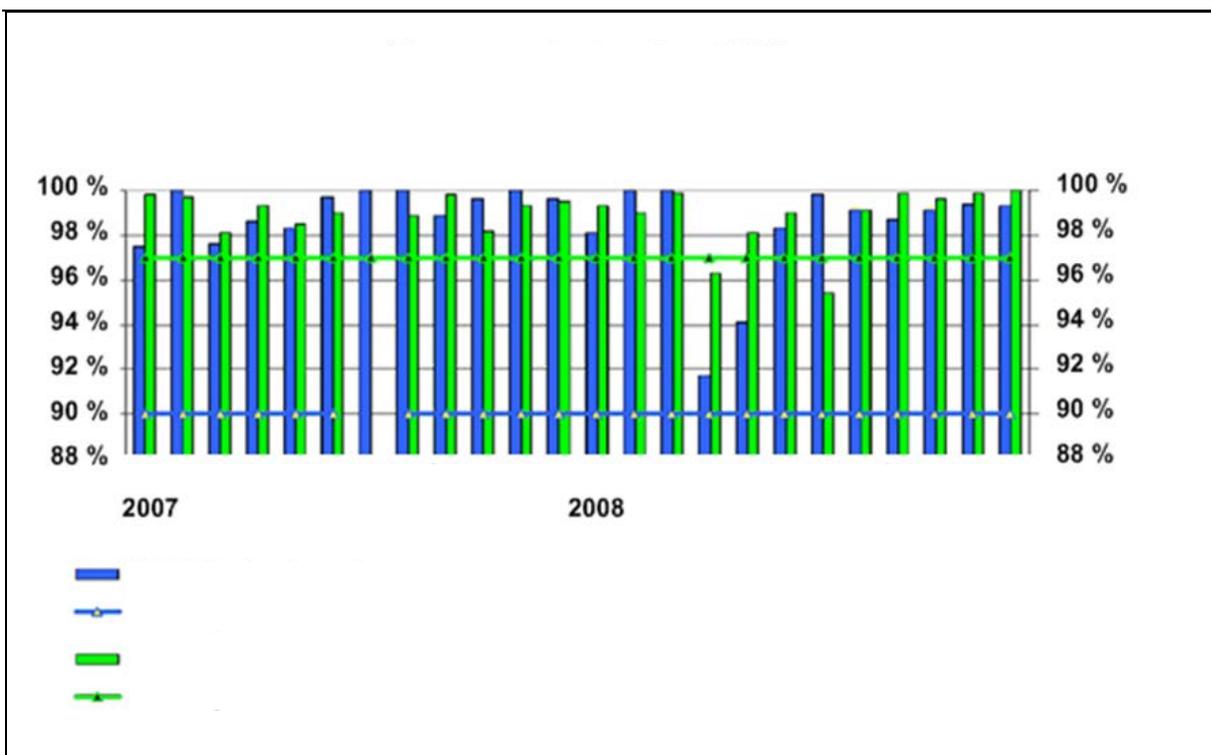


Abbildung 3.46: Beispiel für die Genehmigungsanforderungen und erzielte Verfügbarkeit eines Behandlungssystems für geruchsbelastete Gase

Die Überprüfung der Wirksamkeit des Erfassungssystems und der Betriebszeit, während der Schwachgase über den Schornstein abgelassen werden, können durch die Prozessautomation der Fabrik berechnet werden. Abbildung 3.46 zeigt ein Beispiel für ein derartiges Überwachungssystem.

Medienübergreifende Auswirkungen

In den meisten Fällen führt die Verbrennung übelriechender Gase in einem Kalkofen zu einer Erhöhung der NO_x -Werte. Die Entwicklung einer Technologie mit niedrigen NO_x -Emissionen für die Verbrennung im Kalkofen, wenn sowohl übelriechende Gase als auch der Hauptbrennstoff vorhanden sind, macht zusätzliche Maßnahmen erforderlich [225, Hupa 2005]. Viele ölbefeuerte Kalköfen, in denen CNCG verbrannt werden, erreichen jedoch eine NO_x -Konzentration unter 300 mg/Nm^3 (bei 6 % O_2) im Jahresmittel (siehe Abschnitt 3.3.21.1).

Der Vorteil der Verbrennung von geruchsbelasteten Gasen im Kalkofen besteht darin, dass kein zusätzlicher Feuerraum benötigt wird. Der Nachteil ist, dass der im Gas enthaltene Schwefel nur teilweise im Kalk absorbiert werden kann. Dies ist darauf zurückzuführen, dass die wichtigste Verbindung zur Schwefelabsorption im Kalkofen das Calciumcarbonat (CaCO_3) im Kalkschlamm ist, welches über ein geringes Absorptionsvermögen verfügt. Sobald diese Kapazität erschöpft ist, steigen die SO_2 -Emissionen bei der Verbrennung nicht kondensierbarer Starkgase im Kalkofen. Die SO_2 -Emissionen korrelieren mit dem Volumenstrom geruchsbelasteter Gase. Zur Minimierung der SO_2 -Bildung kann entweder der Schwefelgehalt im Brennstoff gesenkt werden oder die Schwefelverbindungen können vor der Verbrennung im Kalkofen aus diesen Gasen ausgewaschen werden.

Im Mittel können 10 – 15 % des in einem Kalkofen verwendeten Brennstoffs durch den Heizwert der CNCG ersetzt werden. Allerdings kann es wegen des schwankenden Energiegehaltes des Gases zu Schwierigkeiten bei der Einhaltung einer hohen und gleichmäßigen Qualität des Kalkes kommen. Die Kondensation von Methanol nach der Strippkolonne kann dieses Problem der schwankenden Gasqualität minimieren, dies erfordert aber zusätzliche Investitionen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Allgemein anwendbar.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Verringerung von Geruchs- und Schwefelemissionen. Gesetzliche Anforderungen.

Anlagenbeispiele

Die meisten Fabriken in Europa: 22 europäische Fabriken gaben an, dass sie den Kalkofen zur Behandlung von CNCG einsetzen. Weitere vier Fabriken berichteten, dass der Kalkofen als Ersatzsystem zur Behandlung dieser Gase verwendet wird [33, COM 2011]. In Abbildung 3.71 und Abbildung 3.72. sind beispielhaft Anlagen dargestellt, in denen CNCG im Kalkofen verbrannt werden.

Referenzliteratur

[33, COM 2011], [42, Botnia Rauma 2009], [64, J.Malmström 2010], [65, N.DeMartini et al. 2010], [66, FRBC 2010], [225, Hupa 2005].

3.3.16.3 Verbrennung erfasster übelriechender Starkgase in einem speziellen NCG-Brenner, der mit Wäschern zur SO₂-Abscheidung ausgestattet ist

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Die Verbrennung von nicht kondensierbaren Gasen (siehe Abschnitt 3.3.16.1 und Abschnitt 3.3.16.2) kann auch in einem speziellen, mit einem SO₂-Wäscher ausgerüsteten Brenner durchgeführt werden. Das erzeugte SO₂ kann ausgewaschen werden z. B. durch NaOH-Absorption und das erzeugte Natriumbisulfit (NaHSO₃) kann - anstelle handelsüblicher SO₂-Flüssigkeit - in der Bleichanlage zum Waschen der Abgase der Bleichanlage verwendet werden, um die Restchlorverbindungen aus den ClO₂-Bleichstufen zu entfernen. Andere Fabriken verwenden oxidierte Weißblauge als Waschflüssigkeit für den Wäscher.

Der spezielle NCG-Brenner nutzt den Brennwert der CNCG zur Speisung des Kessels. Der Betrieb eines Wäschers ist in Abschnitt 3.3.17.2 beschrieben.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Ein Beispiel für die erzielten Luftemissionen von TRS-Brennern für Starkgase, die mit einem Dampfkessel zur Wärmerückgewinnung und Wäschern ausgestattet sind, ist in Abbildung 3.47 dargestellt. Die Daten sind den online an die zuständigen Behörden übertragenen Emissionsdaten entnommen. Brennstoffe für diesen Kessel sind leichtes Heizöl, Terpentin, Methanol und die nicht kondensierbaren Starkgase. Die Schwachgase werden in diesem Fall im Ablaugekessel verbrannt. Die Waschflüssigkeit für den Wäscher ist oxidierte Weißblauge, die in der Fabrik aus Weißblauge (NaOH, N₂S) und Sauerstoff (O₂) hergestellt wird. Nach der Verwendung im Wäscher werden die Weißblauge und die absorbierten Schwefelverbindungen wieder dem Kalkkreislauf zugeführt. Die Staubemissionen liegen unter 5 mg/Nm³ (bei 9 % O₂).

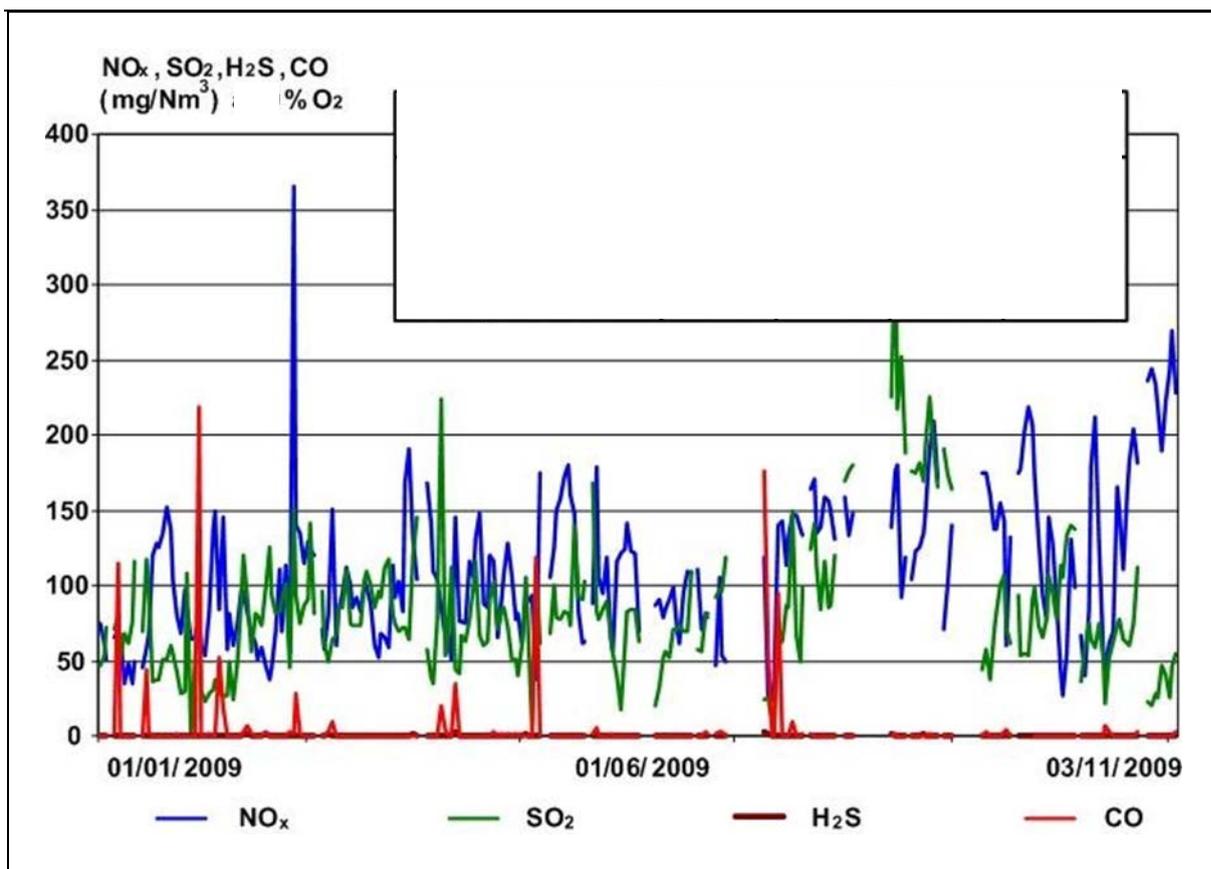


Abbildung 3.47: Emissionen in die Luft von einem speziellen, mit einem Wäscher ausgerüsteten TRS-Brenner

Im dargestellten Beispiel, werden in der Zellstofffabrik zwei unabhängige, spezielle TRS-Brenner für die Verbrennung der Starkgase betrieben, womit eine Redundanz des Prozesses (Reservekapazität im Fall von Ausfällen) gewährleistet wird. Die zwei Brenner nutzen einen gemeinsamen Dampfkessel zur Wärmerückgewinnung sowie einen gemeinsamen Wäscher. Außerdem ist eine Fackel vorhanden, falls Betriebsstörungen oder Fehlfunktionen des Systems eintreten. Sind bei Ausfällen noch unverbrannte Starkgase vorhanden, werden sie über den Schornstein freigesetzt.

Die Schwachgase werden vollständig im Ablaugekessel verbrannt. Aufgrund des hohen Volumenstroms der Schwachgase ist kein Ersatzsystem vorhanden. Unter normalen Betriebsbedingungen wurden für die Fabrik, deren Brenner für nicht kondensierbare Gase in Abbildung 3.47 dargestellt ist, keine Geruchsprobleme aufgezeichnet; bei Betriebsstörungen sind spezifische Genehmigungsanforderungen zu erfüllen.

Die von anderen Brennern für nicht kondensierbare Gase gesammelten Emissionsdaten [33, COM 2011] zeigen eine ähnliche Leistungsfähigkeit, außer dass einige NCG-Brenner über wesentlich höhere Emissionen verfügen.

Dreizehn Fabriken gaben TRS-Emissionen (als S) vom NCG-Brenner in Höhe von 5 mg/Nm³ oder weniger und SO₂-Emissionen unter 100 mg/Nm³ im Jahresmittel an. Die Emissionen von einigen Brennern für nicht kondensierbare Gase sind erheblich höher.

In Bezug auf NO_x-Emissionen haben viele Fabriken Emissionen der NCG-Brenner im Bereich von 100 – 300 mg/Nm³ im Jahresmittel (0,02 – 0,04 kg/Tonne lutro) angegeben. Andere Fabriken (insgesamt 6 Fabriken) haben jedoch mit Werten zwischen 1 400 mg/Nm³ und 2 000 mg/Nm³ im Jahresmittel (oder bis zu 0,2 kg/Tonne lutro) wesentlich höhere NO_x-Emissionen der NCG-Brenner angegeben. Es ist nicht klar, warum sich diese Emissionen zwischen den verschiedenen Fabriken, die den NCG-Brenner mit ähnlichen

Gasströmen befeuern, so deutlich unterscheiden. Es ist bekannt, dass CNCG und methanolhaltiges Kondensat sehr viel Ammoniak enthalten und dass Brenner mit niedrigen NO_x-Emissionen sowie eine ordnungsgemäße Luftregulierung Auswirkungen auf das thermische NO_x und nicht auf das aus dem Stickstoff im Brennstoff erzeugte NO_x hat. Dies gilt jedoch gleichermaßen für die Fabriken mit den niedrigeren NO_x-Emissionen wie für die Fabriken mit den höheren NO_x-Emissionen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die Verbrennung von geruchsbelasteten Gasen in einer speziellen Brennanlage kann die NO_x-Emissionen erhöhen, wenn keine Gegenmaßnahmen ergriffen werden (gestufte Verbrennung, siehe Abschnitt 3.3.24.1).

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Diese Maßnahme kann in neuen und in bestehenden Sulfatzellstofffabriken eingesetzt werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Verringerung der Geruchs- und Schwefelemissionen. Gesetzliche Anforderungen.

Anlagenbeispiele

SE Enocell, SE Imatra; SE Oulu, SE Sunila; UPM Kaukas; UPM Kymi Korsnäs AB, Frövi und viele andere; viele Fabriken verwenden auch einen Brenner für nicht kondensierbare Gase als Reservesystem für die Behandlung von Starkgasen [33, COM 2011].

Referenzliteratur

[33, COM 2011], [173, J. Queiser 2009].

3.3.17 Reduzierung von Schwefelemissionen (SO₂ und TRS) aus dem Schwarzlaugenkessel

3.3.17.1 Erhöhung des Trockengehalts von Schwarzlauge

Beschreibung

Die wirksamste Art sowohl die TRS- als auch die SO₂-Emissionen von Sulfatzellstofffabriken zu verringern, besteht darin, den Ablaugekessel mit einem hohen Trockensubstanzgehalt zu betreiben. Der Schwefelgehalt von CNCG und von im Ablaugekessel verbranntem Heizöl spielen für die Verringerung der SO₂-Emissionen eine weniger wichtige Rolle.

a) SO₂-Emissionen

SO₂-Emissionen entstehen hauptsächlich durch die Oxidation von H₂S und Carbonylsulfid (COS) im unteren Feuerraum. Die Hauptquelle für gasförmige Schwefelemissionen sind die Schwarzlauge (siehe Tabelle 3.12) und der Schwefelgehalt in zusätzlich verfeuerten Strömen wie CNCG. Die Emissionswerte werden durch den Betrieb des Kessels mit einem hohen Trockensubstanzgehalt der Schwarzlauge (höhere Temperatur) und durch Optimierung der Verbrennungsparameter wie Luftzufuhr und Mischung von Luft und Brennstoff niedrig gehalten.

Die Schwefelemissionen des Ablaugekessels werden durch die nachstehend angeführten Betriebsvariablen beeinflusst.

- Temperatur in den verschiedenen Zonen, welche durch den Trockensubstanzgehalt (Heizwert) der eingedickten Schwarzlauge und die Menge der Verbrennungsluft beeinflusst wird. Hat das

Ausgangsmaterial einen höheren Trockensubstanzgehalt, erhöht sich die Verbrennungstemperatur, was dazu führt, dass mehr Natrium (Na) verdampft wird, welches das SO₂ aufnimmt und Na₂SO₄ bildet, so dass die SO₂-Emissionen vom Ablaugekessel sinken. Andererseits kann dadurch, dass bei der Eindampfung durch Erhöhen des Trockensubstanzgehalts der Schwarzlauge mehr Schwefel ausgetrieben wird, die Schwefelmenge die den Ablaugekessel erreicht verringert werden, wenn die schwefelhaltigen geruchsbelasteten Gase aus der Eindampfung nicht im Ablaugekessel verbrannt werden. Ein Nachteil der höheren Temperatur liegt darin, dass die NO_x-Emissionen ansteigen können.

- Das Schwefel-Natrium-Verhältnis (S/Na₂) in der Kochflüssigkeit (Sulfidität). Bei höheren Sulfiditätswerten kann es sein, dass die Freisetzung von Natrium im Feuerraum im Verhältnis zur Schwefelmenge nicht ausreichend ist, um den gesamten freigesetzten Schwefel zu binden und somit kann ein Teil des Schwefels den Ofen als Schwefeldioxid anstatt als Natriumsulfat verlassen. Dieser Effekt kann dadurch kompensiert werden, dass die Schwarzlauge einen hohen Trockensubstanzgehalt aufweist.
- Zufuhr von Überschussluft, Primärlufttemperatur und Verteilung der Verbrennungsluft.
- Die Lastbedingungen des Feuerraums. Der Betrieb eines Ablaugekessels im Überlastmodus hat eine nachteilige Wirkung auf die Eigenschaften der SO₂-Emissionen. Die Lastbedingungen, unter denen der Feuerraum betrieben wird, sind direkt proportional zur Temperatur im Feuerraum, d.h. wenn die Last des Feuerraums verändert wird, verändert sich die Temperatur entsprechend. In einigen Kesseln reagieren die SO₂-Emissionen sensibel auf Laständerungen, d. h. die SO₂-Emissionen können sich aufgrund von Temperaturänderungen im Feuerraum ändern. Die SO₂-Emissionen können ebenfalls ansteigen, wenn die Kessellast verringert wird. Die SO₂-Emissionen anderer Kessel (mit sehr hohem Trockensubstanzgehalt) reagieren nicht auf Änderungen der Kessellast.

Nach der herkömmlichen Eindampfung beträgt der Trockensubstanzgehalt in der eingedickten Schwarzlauge ungefähr 70 %. Durch Einbau eines Konzentrators in der Eindampfanlage kann ein Trockensubstanzgehalt von 80 % oder mehr (85 %) erreicht werden. Der erreichbare Trockensubstanzgehalt hängt teilweise von der Holzart ab (siehe Abschnitt 3.1.11).

b) TRS-Emissionen

Die Emissionen der gesamten reduzierten Schwefelverbindungen (TRS) des Ablaugekessels werden fast durch die gleichen Betriebsvariablen beeinflusst wie die SO₂-Emissionen.

- Trockensubstanzgehalt. Durch die Feuerung von Schwarzlauge mit einem hohen Trockensubstanzgehalt ist ausreichend Natrium in den Rauchgasen vorhanden, um fast den gesamten bei der Schwarzlaugenverbrennung gebildeten Schwefel zu binden. Die Schwefelemissionen sind bei stabilen und unter Volllast betriebenen Kesseln sehr niedrig oder sogar unter der Nachweisgrenze. Und wenn ausreichend Natrium vorhanden ist, um den gesamten Schwefel zu binden, werden praktische keine SO₂-Emissionen freigesetzt.
- Lastbedingungen des Feuerraums. Die Lastbedingungen, unter denen der Feuerraum betrieben wird, sind direkt proportional zur Temperatur im Feuerraum. Der Betrieb eines Ablaugekessels im Überlastmodus kann sich nachteilig auf die Emissionseigenschaften, insbesondere die Menge an erzeugtem Schwefelwasserstoff, auswirken. Schnelle Änderungen des Betriebsmodus können zeitweilige TRS-Spitzen erzeugen. Die TRS-Emissionen von Kesseln mit einem sehr hohen Trockensubstanzgehalt reagieren nicht auf Änderungen der Kessellast.
- Luftverteilung. Der wesentliche Kontrollfaktor für die TRS-Emissionen aus dem Ablaugekessel ist die Mischung von Sauerstoff und schwefelhaltigen Gasen. Bei guter Vermischung werden die Gase in SO₂ umgewandelt. Moderne Luftsysteme tragen dazu bei, eine ausreichende Vermischung zu erreichen.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung der Schwefelemissionen und maximierte Stromerzeugung.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Bei Kesseln, die Schwarzlauge mit einem hohen Trockensubstanzgehalt (ungefähr 80 %) verbrennen, sind die SO₂-Emissionen sehr niedrig oder sogar null, wenn der Kessel in einem stabilen Zustand betrieben wird

[207, T.Tamminen, et al. 2002]. Das im Kessel erzeugte SO₂ reagiert mit Natriumverbindungen, so dass Natriumsulfat entsteht. Bei der Feuerung mit Stoffen, die einen hohen Trockensubstanzgehalt aufweisen, ist ausreichend Natrium vorhanden, um alle Schwefeldioxide zu binden. Es gibt jedoch normalerweise noch immer einige Spitzenemissionen durch instabile Betriebsbedingungen (siehe auch Abschnitt 3.2.2.6.1).

Abbildung 3.48 und Abbildung 3.49 zeigen den Jahresmittelwert für SO₂- und TRS-Emissionen (einige Fabriken haben nur H₂S angegeben) von Ablaugekesseln, die mit schwankenden Trockensubstanzgehalten befeuert wurden. Für alle Fabriken, die Daten zur Verfügung gestellt haben, sind sowohl die Konzentrationswerte (mg/Nm³, 6 % O₂) als auch die Emissionsfrachten (kg S/Tonne lutro) grafisch dargestellt. Es werden Trockensubstanzgehalte unter 73 %, zwischen 73 % und 80 % und über 80 % angegeben.

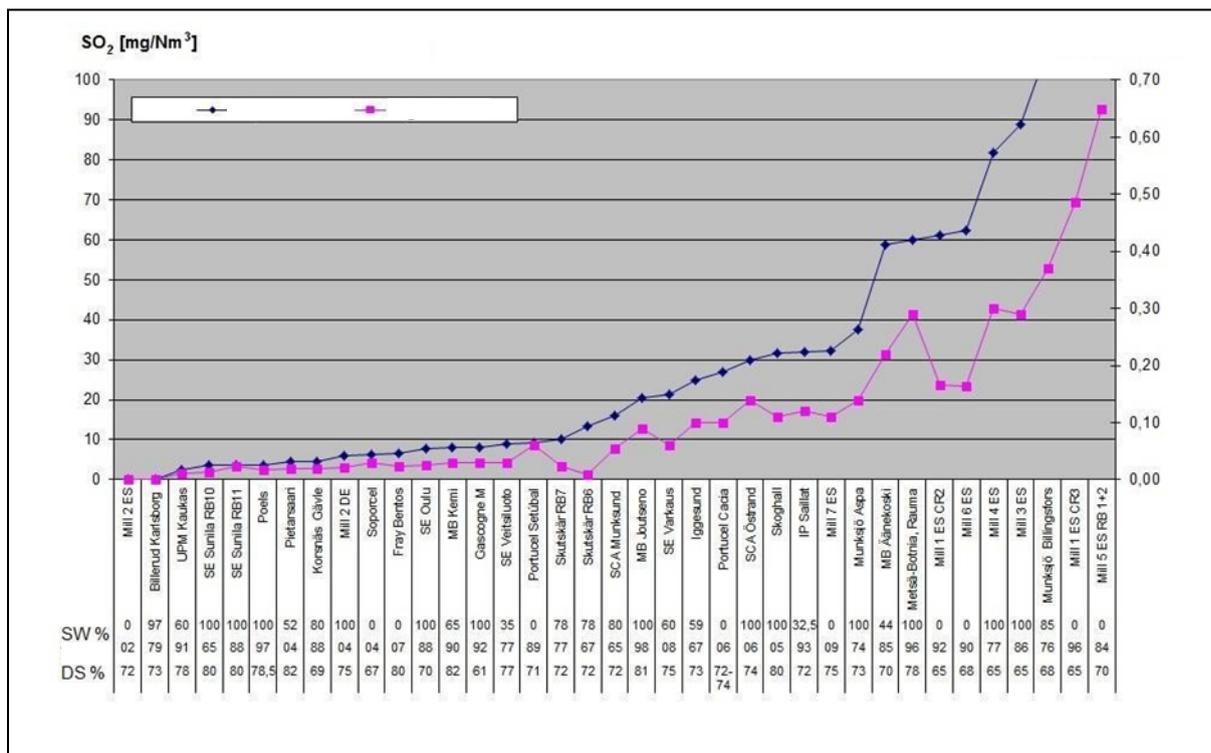


Abbildung 3.48: Konzentrationswerte der SO₂-Emissionen und -Frachten von Ablaugekesseln mit unterschiedlichen Trockensubstanzgehalten (%) der Schwarzlauge und unterschiedlicher Verwendung von Weichholz/Hartholz

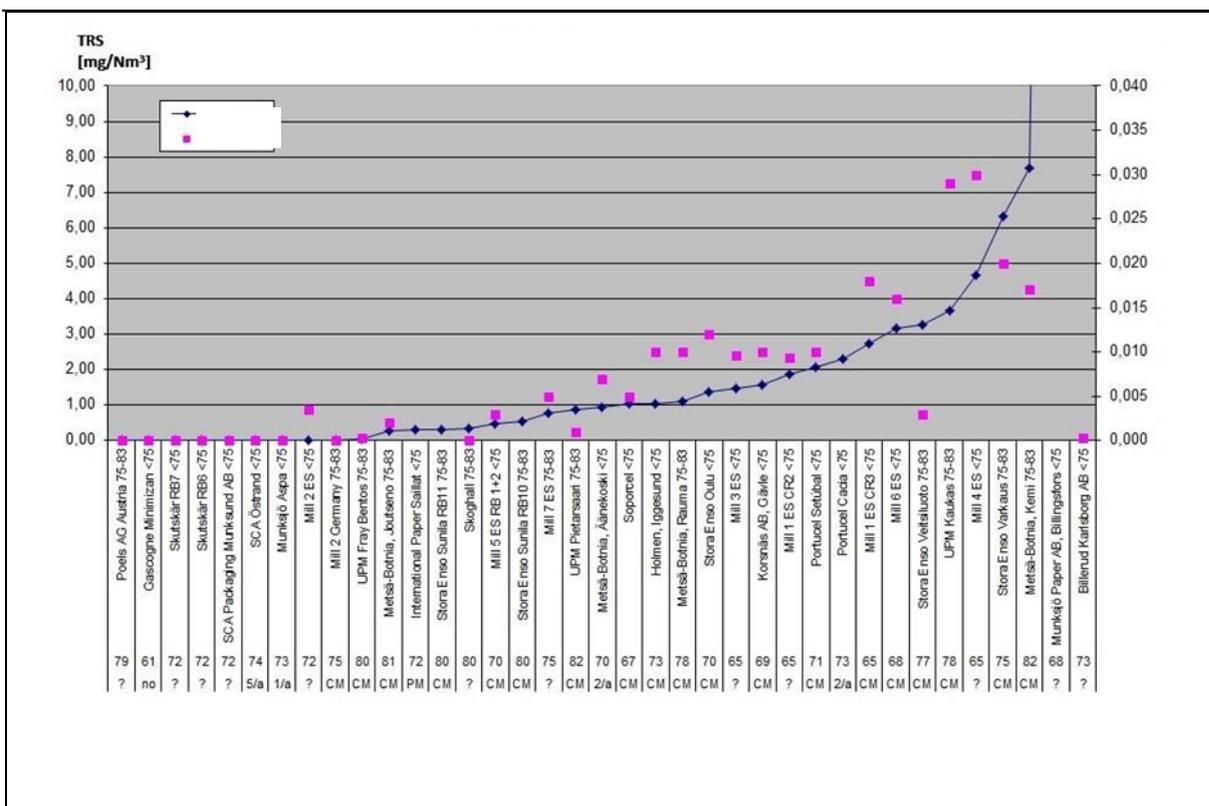


Abbildung 3.49: Konzentrationswerte der TRS-S-Emissionen und -Frachten von Ablaugekesseln mit unterschiedlichen Trockensubstanzgehalten (%) der Schwarzlauge und unterschiedlicher Verwendung von Weichholz/Hartholz

Die Daten bestätigen, dass die TRS-Emissionen von Ablaugekesseln sehr niedrig oder sogar null sind, wenn der Kessel in einem stabilen Zustand betrieben wird. Normalerweise kommt es im Verlauf des Jahres zu einer Reihe von Spitzen. Die meisten Fabriken erzielen Emissionen von $<5 - 25 \text{ mg SO}_2/\text{Nm}^3$ oder $0,01 - 0,10 \text{ kg SO}_2\text{-S/Tonne Zellstoff luro}$. Es ist außerdem ersichtlich, dass die Feuerung mit hohem Trockensubstanzgehalt eine wirksame Maßnahme für schwefelarme Emissionen von Ablaugekesseln darstellt. Es sind keine Wäscher notwendig, um diese Ergebnisse zu erzielen. Normalerweise werden im Verlauf des Jahres einige SO_2 -Spitzen gemessen (siehe Abbildung 3.51).

Die angegebenen gesamten gasförmigen S-Emissionen ($\text{TRS-S} + \text{SO}_2\text{-S}$) sind in Abbildung 3.50 dargestellt.

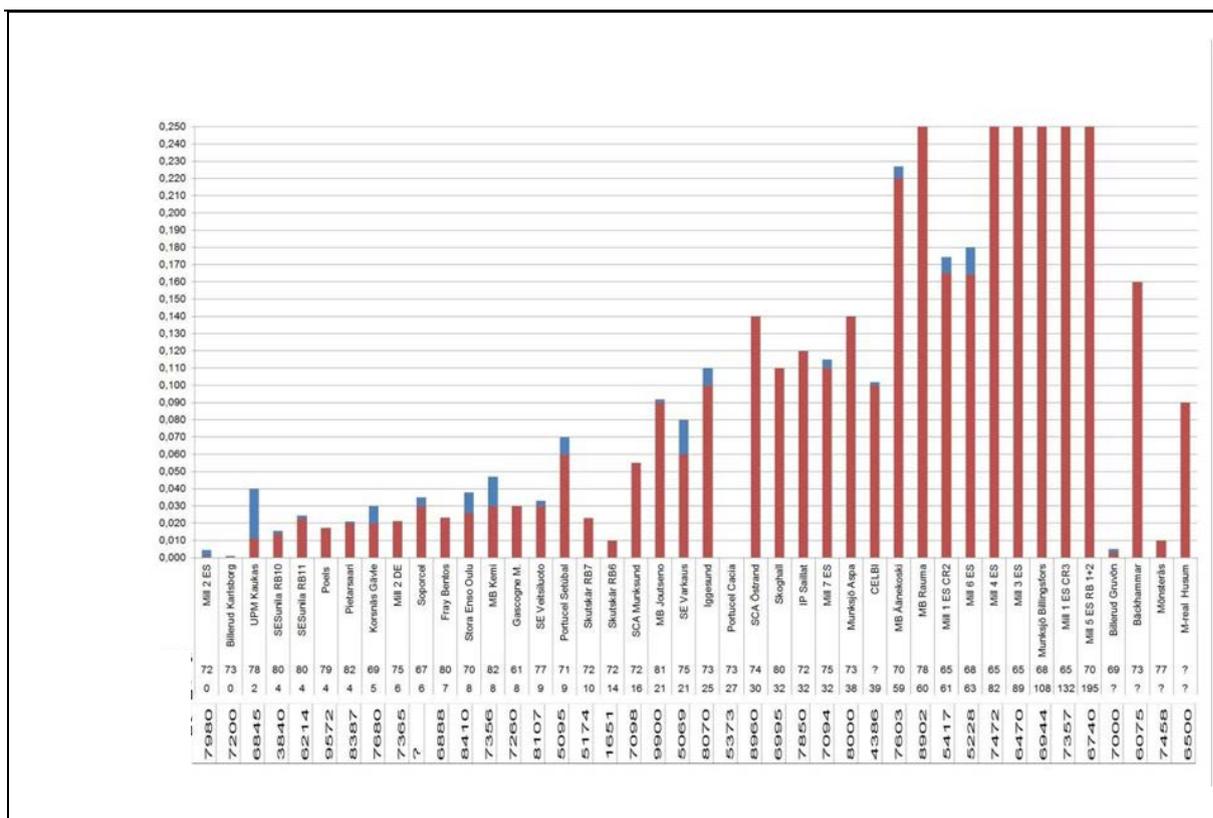


Abbildung 3.50: Gasförmige S-Emissionen von Ablaugekesseln mit dem entsprechenden Trockensubstanzgehalt (%) der Schwarzlauge, SO₂-Konzentration und Abgasvolumenstrom

Ein Beispiel für die Tagesmittelwertdaten der SO₂-Emissionen über ein ganzes Jahr (trockenes Gas, 273 K, 6 % O₂) einer Fabrik, in der der Ablaugekessel mit einem Trockensubstanzgehalt von 75 % betrieben wird, ist in Abbildung 3.51 dargestellt. Als Brennstoff wird Schwarzlauge und als Stützbrennstoff werden schwefelarme Brennstoffe (Erdgas, leichtes Heizöl) sowie die Schwachgase eingesetzt. Die Daten sind den online an die zuständigen Behörden übertragenen Emissionsdaten entnommen (*Quelle*: Landesverwaltungsamt Halle, 2009, DE). SO₂ wird kontinuierlich gemessen. Die H₂S-Emissionen lagen im Verlauf des gesamten Jahres unter 1 mg/Nm³. Der Jahresmittelwert von 3 mg/Nm³ in diesem Beispiel ergibt eine Jahres-SO₂-Fracht von 0,03 kg/Tonne lutro.



Abbildung 3.51: Kontinuierlich gemessene Tagesmittelwerte für SO₂-Emissionen von einem Ablaugekessel einer Sulfatzellstofffabrik

In Abbildung 3.52 und Abbildung 3.53 sind die angegebenen kurzfristigen SO₂- und TRS-Emissionen dargestellt.

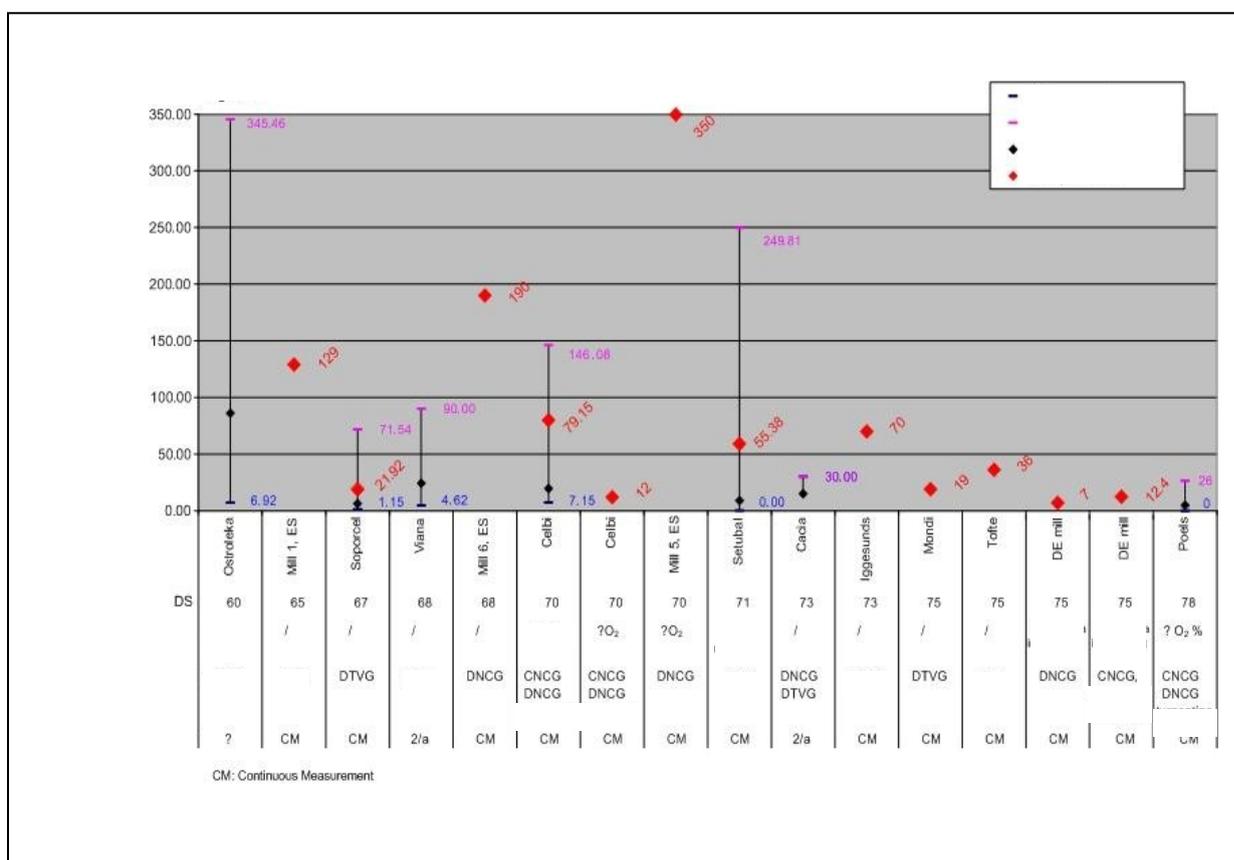


Abbildung 3.52: SO₂-Emissionen vom Ablaugekessel als kurzfristiger Mittelwert

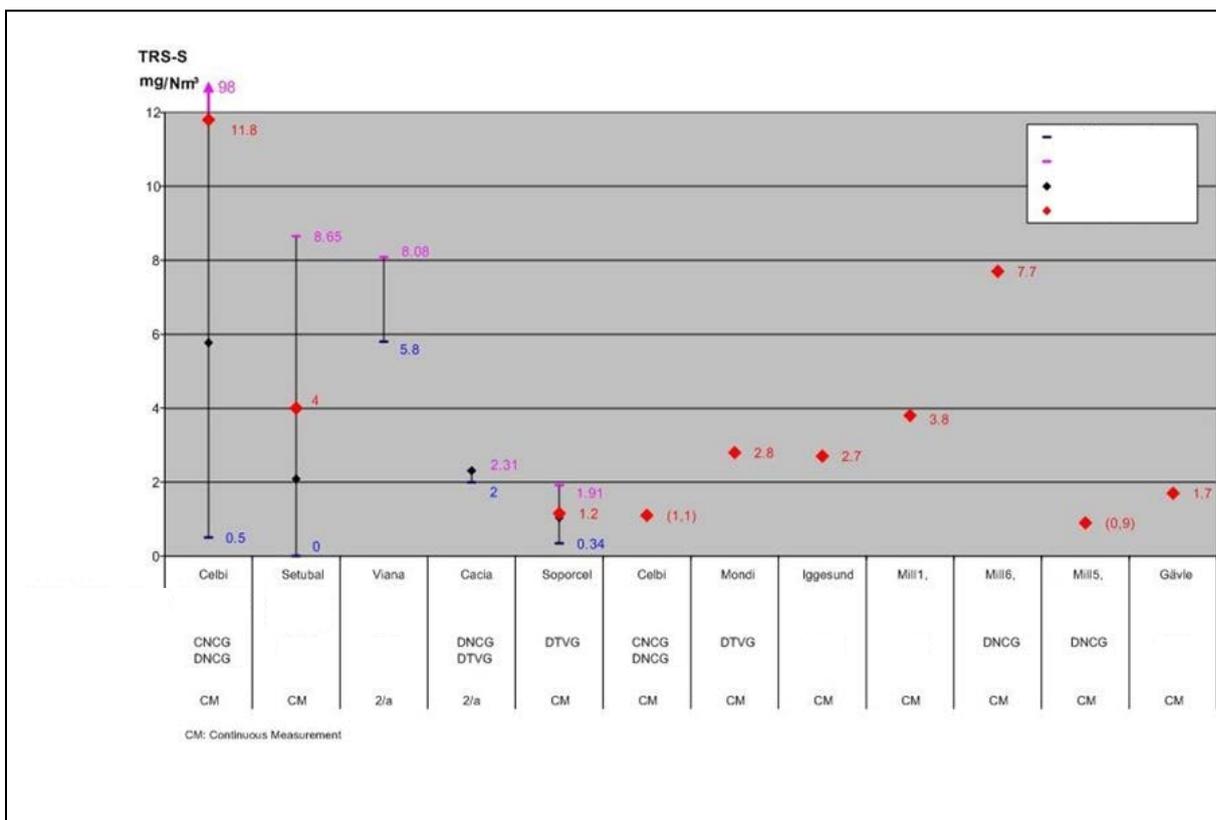


Abbildung 3.53: TRS-Emissionen vom Ablaugekessel als kurzfristiger Mittelwert

Medienübergreifende Auswirkungen

Durch die Erhöhung des Trockensubstanzgehalts steigen die Temperaturen im Feuerraum und die Schwefelemissionen sinken, während die NO_x-Emissionen jedoch steigen, wenn keine Gegenmaßnahmen ergriffen werden (siehe Abschnitt 3.3.17.2). Beim Betrieb von Ablaugekesseln mit einem hohen Trockensubstanzgehalt und bei hohen Temperaturen im Feuerraum wird die Stromerzeugung durch die Kessel maximiert (hohe Drücke und Temperaturen).

Die Verringerung der Schwefelemissionen durch einen hohen Trockensubstanzgehalt erhöht die Partikelemissionen vor der Rauchgasreinigung. Um dies auszugleichen, muss ein wirksamerer und teurer Elektrofilter installiert werden. Bei einem sehr hohen Trockensubstanzgehalt (> 80 %) tritt in der letzten Verdampferstufe eine beträchtliche Freisetzung von Schwefelverbindungen auf, die erfasst und verbrannt werden müssen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Dieser Prozess kann sowohl in neuen als auch in bestehenden Sulfatzellstofffabriken eingesetzt werden. Als separater Schritt einer bestehenden Eindampfanlage kann auch eine Superkonzentrierstufe installiert werden. Probleme in Hinblick auf die Viskosität können durch Lagerung unter Druck oder eine Wärmebehandlung vor dem letzten Konzentrador gelöst werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

In vorhandenen Fabriken sind die Kosten für die Verbesserung des Eindampfens und der Konzentration eingedickter Schwarzlauge mit der angestrebten Zielkonzentration verbunden. In bestehenden Fabriken mit einer Sulfatzellstoffproduktion von 1 500 Tonnen lutro/Tag stellen sich die Investitionen, die für eine höhere Konzentrierung der Schwarzlauge erforderlich sind, beginnend bei 63 % aufwärts, wie folgt dar:

- Konzentrierung von 63 % auf 70 %, 1,7 – 2,0 Millionen Euro;
- Konzentrierung von 63 % auf 75 %, 3,5 – 4,0 Millionen Euro;

- Konzentrierung von 63 % auf 80 %, 8,0 – 9,0 Millionen Euro;

Durch die Erhöhung des Trockensubstanzgehalts steigen die Betriebskosten nicht; es sind sogar erhebliche Einsparungen möglich. Die Maßnahme führt zu Energieeinsparungen für die Fabrik und einem Gewinn zusätzlicher Ablaugekesselkapazität.

Wichtiger Grund für die Einführung

Gesetzliche Anforderungen und erhöhte Prozesseffizienz.

Anlagenbeispiele

Die Ablaugekessel in Finnland verfeuern im Mittel fast 80 % Feststoffe und die Ablaugekessel in Schweden verfeuern im Mittel fast 70 % Feststoffe [66, FRBC 2010].

Referenzliteratur

[1, Finnish BAT Report, 1997], [33, COM 2011], [66, FRBC 2010], [173, J. Queiser 2009], [207, T. Tamminen, et al. 2002].

3.3.17.2 Einbau von Wäschern beim Ablaugekessel

Diese Maßnahme kann als Alternative zu der in Abschnitt 3.3.17.1. beschriebenen Technik angewendet werden. Mit dieser Maßnahme können außerdem die Partikelemissionen weiter reduziert werden (siehe Abschnitt 3.3.19) und sie kann zur Wärmerückgewinnung eingesetzt werden.

Beschreibung

Das Nasswaschverfahren ist eine Technologie, die angewendet wird, um Schwefeldioxid (SO_2) aus den Abgasen von Ablaugekesseln zu entfernen. Ein Nasswäscher für einen Ablaugekessel einer Sulfatzellstofffabrik kann drei Verfahrensstufen beinhalten (von unten nach oben, siehe Abbildung 3.54).

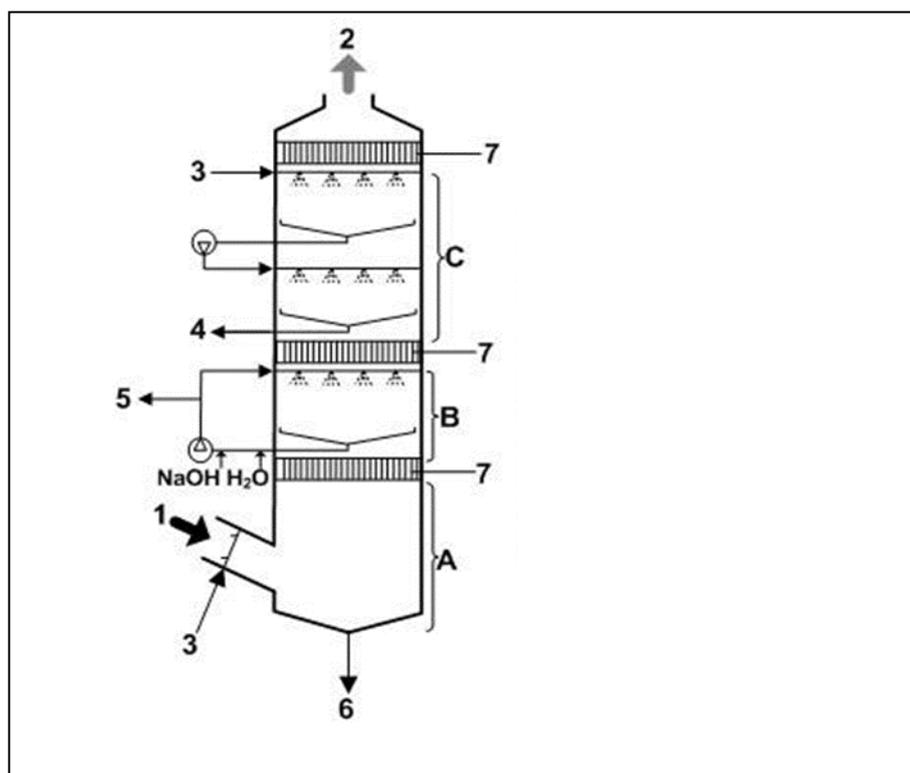


Abbildung 3.54: Rauchgaswäscher für Ablaugekessel

Chlorid wird von kaltem Wasser absorbiert, das am Rauchgaseintritt zugeführt wird. Die Reinigungsleistung für Chlorid liegt normalerweise bei 60 – 70 %. In der Waschzone werden SO₂ und Partikel entfernt. Die Wäsche findet bei einem pH-Wert von 6 - 7 statt. Der pH-Wert wird durch Zugabe von Natriumhydroxid, Schwachlauge oder oxidiertes Weißlauge eingestellt. SO₂ reagiert mit dem Waschwasser unter Bildung von Na₂SO₃ und auch kleinen Mengen Na₂SO₄. TRS in Form von H₂S kann zusammen mit SO₂ aus dem Abgas entfernt werden. Allerdings wäre für die Entfernung von Schwefelwasserstoff aus den Rauchgasen ein hoher pH-Wert des Waschwassers erforderlich. Bei einem solch hohen pH-Wert würde auch Kohlendioxid absorbiert werden, was wegen der im Laufe der Verbrennung entstehenden relativ großen Kohlendioxidmengen unrealistisch ist.

Überschüssiges Wasser aus dem Wäscher wird zum Prozess rückgeführt, normalerweise zur Weißlaugeaufbereitung.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung der Schwefelemissionen.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Nasswäscher werden in ungefähr einem Drittel der Ablaugekessel verwendet.

Der Grund für die Anwendung ist jedoch oft auch die Wärmerückgewinnung. Die Reinigungsleistung von Nasswäschern für SO₂ liegt normalerweise bei >90 %. Gemäß den gesammelten Daten kann die gleiche Leistung in Bezug auf die Verringerung von SO₂ auch durch die Feuerung mit einem hohen Trockensubstanzgehalt und die Nasswäsche des Rauchgases erzielt werden.

Bei den Fabriken, die selbst dann höhere SO₂-Emissionen aufweisen, wenn der Ablaugekessel mit einem hohen Trockensubstanzgehalt betrieben wird (z. B. aufgrund einer Kesselüberlast) kann ein Wäscher eine Maßnahme zur Verringerung dieser Emissionen darstellen.

Abbildung 3.55 zeigt die Emissionsschwankungen im Jahresverlauf. Die Daten stammen aus den internen On-line-Messdaten des Unternehmens. Im Ablaugekessel werden als Brennstoff Schwarzlauge (ungefähr 75 % DS), Starkgase (ungefähr 3 kg S/Tonne lutro) und eine Mischung aus Terpentin und Methanol verwendet. Der Wäscher in diesem Beispiel nutzt normalerweise nur Wasser als Waschflüssigkeit; wenn jedoch der pH-Wert des Wassers auf <7 sinkt (d. h. die SO₂-Emissionen im Schornstein würden steigen), wird NaOH zur Waschflüssigkeit zugegeben, um die Schwefelemissionen zu reduzieren. Der Jahresmittelwert der Emissionsfracht dieser Fabrik belief sich 2008 auf 0,014 kg SO₂/Tonne lutro (*Quelle: Befragung, 2008*). Für die Überwachung des Wäscherbetriebs ist eine kontinuierliche SO₂-Messung vor und nach dem Wäscher erforderlich.

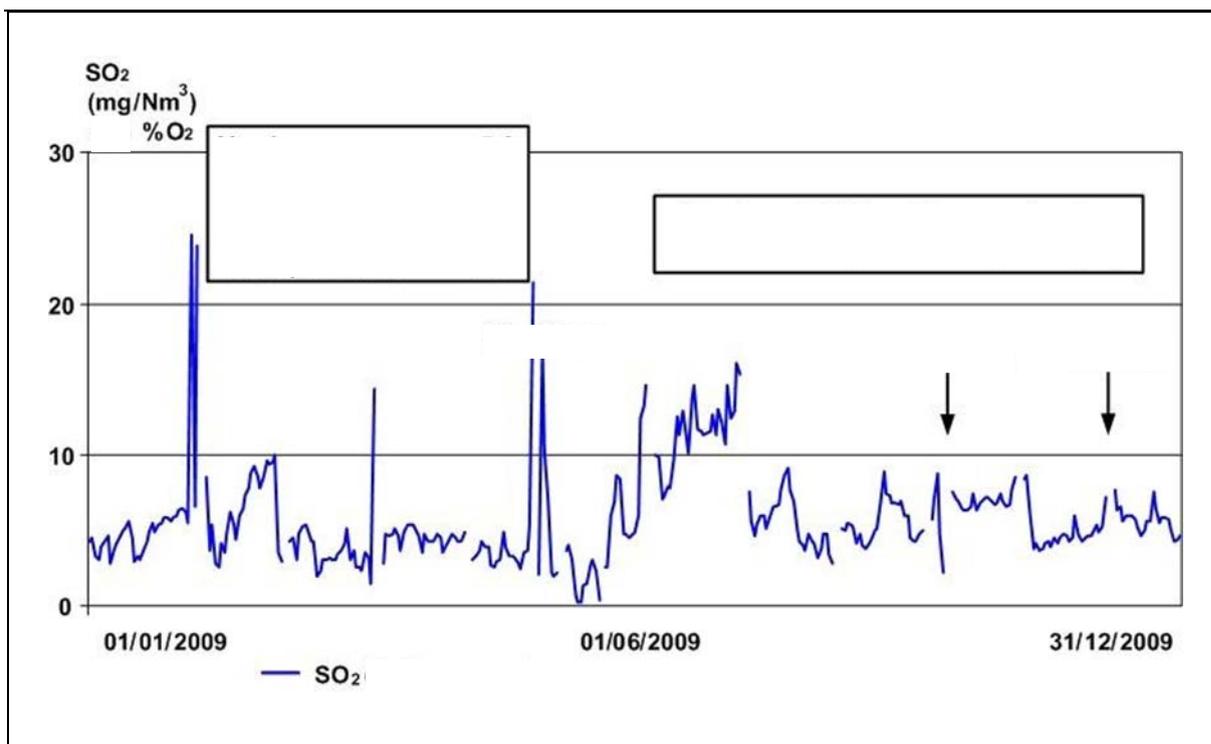


Abbildung 3.55: Kontinuierlich gemessene Tagesmittelwerte für SO₂-Emissionen von einem mit einem Elektrofilter und einem Wäscher ausgestatteten Ablaugekessel einer Sulfatzellstofffabrik

Medienübergreifende Auswirkungen
 Durch Zuführung von Frischwasser am Wäscherkopf kann Heißwasser erzeugt werden (bei Bedarf). Das Wasser ist normalerweise sauber genug, um es als Waschwasser in der Bleichanlage zu verwenden. Für den Betrieb des Wäschers wird Alkali in Form von oxidierte Weißlaug, Schwachlaug oder Natriumhydroxid benötigt, was die Kapazitätsanforderungen an die Rückgewinnungsabteilung erhöhen kann.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Ein Wäscher wird vorzugsweise gleichzeitig mit der Errichtung eines neuen Kessels eingebaut, obwohl auch bestehende Kessel, allerdings zu sehr viel höheren Kosten, mit einem Wäscher ausgerüstet werden können. Ablaugekessel, in denen Schwarzlaug mit hohem Trockensubstanzgehalt verbrannt wird, haben normalerweise sehr schwefelarme Emissionen, was den Einbau eines Wäschers weniger vorteilhaft macht. Außerdem kann er auch für die Wärmerückgewinnung oder um die Partikelemissionen noch stärker zu verringern verwendet werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Ausrüstung wird üblicherweise als Gesamtpaket vom Hersteller geliefert. Für eine Fabrik, die gebleichten Sulfatzellstoff mit einer Produktionskapazität von 250 000 und 500 000 t/Jahr herstellt, betragen die erforderlichen Investitionen 7,2 Millionen Euro bzw. 10,4 Millionen Euro. Dies beinhaltet den Wäscher, die Waschwasserpumpen, die Kreislaufpumpen, die Elektroinstallation und die Messtechnik. Die Betriebskosten belaufen sich auf 580 000 Euro/Jahr bzw. 920 000 Euro/Jahr.

Wichtiger Grund für die Einführung

Reduzierung von SO₂-Emissionen Wärmerückgewinnung. Entstaubung in einigen Fällen. In Zellstofffabriken, in denen der Ablaugekessel mit einem hohen Trockensubstanzgehalt betrieben wird, können die SO₂-Emissionen wesentlich verringert werden, so dass in diesen Fabriken kaum Notwendigkeit für den Einbau von Wäschern besteht. Die internen Energieverhältnisse der Fabrik können unter Umständen eine Warmwassererzeugung im Wäscher erfordern. In einem modernen Ablaugekessel einer Sulfatzellstofffabrik, insbesondere wenn er mit Schwarzlaug mit hohem Trockensubstanzgehalt betrieben wird, stellt H₂S normalerweise kein Problem dar, das mittels Abgaswäsche gelöst werden müsste. Wäscher

können auch als ein zweiter Teil einer zweistufigen Entstaubungsanlage (Elektrofilter und Nasswäscher) verwendet werden.

Anlagenbeispiele

In zahlreichen Ablaugekesseln in Europa wurden Wäscher eingebaut.

Referenzliteratur

[127, SEPA report 1992], [131, SEPA report 1997], [172, A.Schweizer 2010].

3.3.18 Kontrolle der NO_x-Emissionen von Schwarzlaugenkesseln

3.3.18.1 Optimierte Verbrennungsregelung und Regelung der NO_x-Einflussfaktoren

Beschreibung

Die Komplexität der Verbrennungsschemie und der Gasströme in einem Schwarzlaugenkessel beschränkt einerseits die Möglichkeiten zur Reduktion von NO_x-Emissionen, bietet allerdings andererseits auch einigen Spielraum, um Emissionen zu verringern. Mit einer geeigneten Verbrennungsregelung und einem verbesserten Luftsystem (siehe Abschnitt 3.3.18.2) können die NO_x-Emissionen verringert werden.

Ein typischer moderner Ablaugekessel einer Sulfatzellstofffabrik ist in Abbildung 3.56 dargestellt. Der vergrößerte Ausschnitt rechts zeigt die Grundprinzipien der Verbrennung von Schwarzlauge im unteren Feuerraum. Normalerweise wird Verbrennungsluft durch Primär-, Sekundär- und Tertiärluftdüsen zugeführt (und in einigen Fällen über eine Quaternärluftebene), es gibt jedoch verschiedene Variationen in Bezug auf die Luftsysteme. Die Anzahl der Sekundär- und Tertiärebenen kann ebenso unterschiedlich sein wie die Höhe oder der entsprechende Einbauort der Luftdüsen. Die Schwarzlauge wird durch Laugenzerstäuber in die Verbrennungszone gesprüht. Die Anfahrbränner befinden sich auf der Sekundärluftebene und werden mit Gas oder Heizöl befeuert. In vielen Ablaugekesseln werden die geruchsbelasteten Starkgase (CNCG) unter den Laugenzerstäubern in den Feuerraum eingedüst. Die verdünnten nicht kondensierbaren Gase (DNCG) werden entweder in die Sekundär- oder die Tertiärluftebene des Feuerraums eingeleitet. Im unteren Feuerraum befindet sich ein Schmelzbett. Die Schmelze läuft durch eine Schmelzauslaufrinne in den Auflösetank. Die Verbrennungswärme wird durch Wärmeübertragungsflächen zurückgewonnen, bevor die Gase in den Elektrofilter (ESP) eintreten.

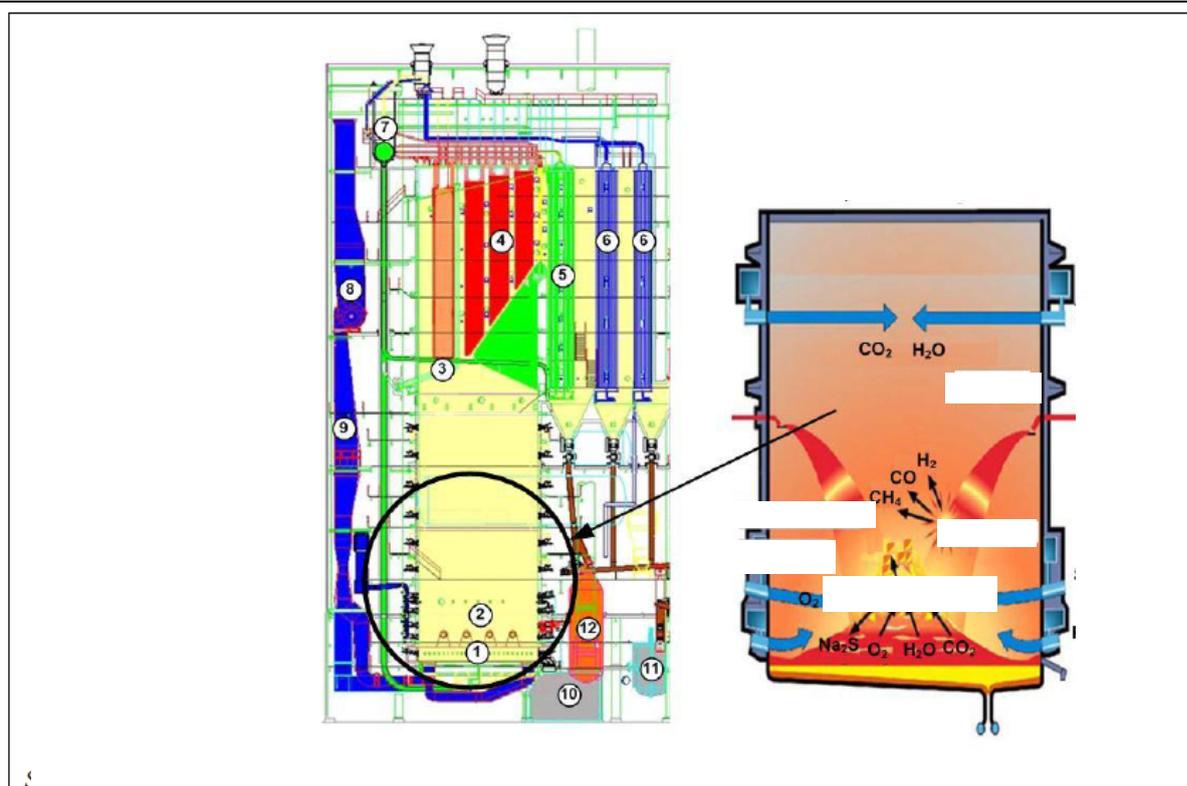


Abbildung 3.56: Gesamtansicht eines Kessels und schematische Übersicht des unteren und mittleren Teils des Feuerraums eines Ablaugekessels einer Sulfatzellstofffabrik

Folgende Faktoren beeinflussen die Stickoxidemissionen (NO_x) von Ablaugekesseln: [58, K.Grönblad et al. 2000], [61, Wallén et al. 2002], [64, J.Malmström 2010], [65, N.DeMartini et al. 2010], [66, RBC 2010], [225, Hupa 2005], [226, Vakkilainen et al. 2005].

- (a) **Trockensubstanzgehalt der Schwarzlauge.** Bei Erhöhung des Trockensubstanzgehalts der Schwarzlauge (z. B. von 75 % auf 85 %) steigt die Temperatur im unteren Feuerraum, der Gasvolumenstrom verringert sich und es können erhöhte NO_x -Emissionen, die sowohl als Konzentration als auch als Emissionsfracht angegeben werden können, entstehen. Höhere Temperaturen minimieren zugleich die Schwefelemissionen und maximieren die Erzeugung von Dampf und Strom. Eine sorgfältige Abwägung der verschiedenen Emissionen ist erforderlich. Abbildung 3.57 zeigt die Regressionskurve, die das Verhältnis der besten Übereinstimmung zwischen dem Trockensubstanzgehalt (%) und der spezifischen NO_x -Emissionsfracht von 30 verschiedenen Ablaugekesseln darstellt. Einige der Fabriken betreiben zwei Ablaugekessel (2 Kessel im Diagramm).

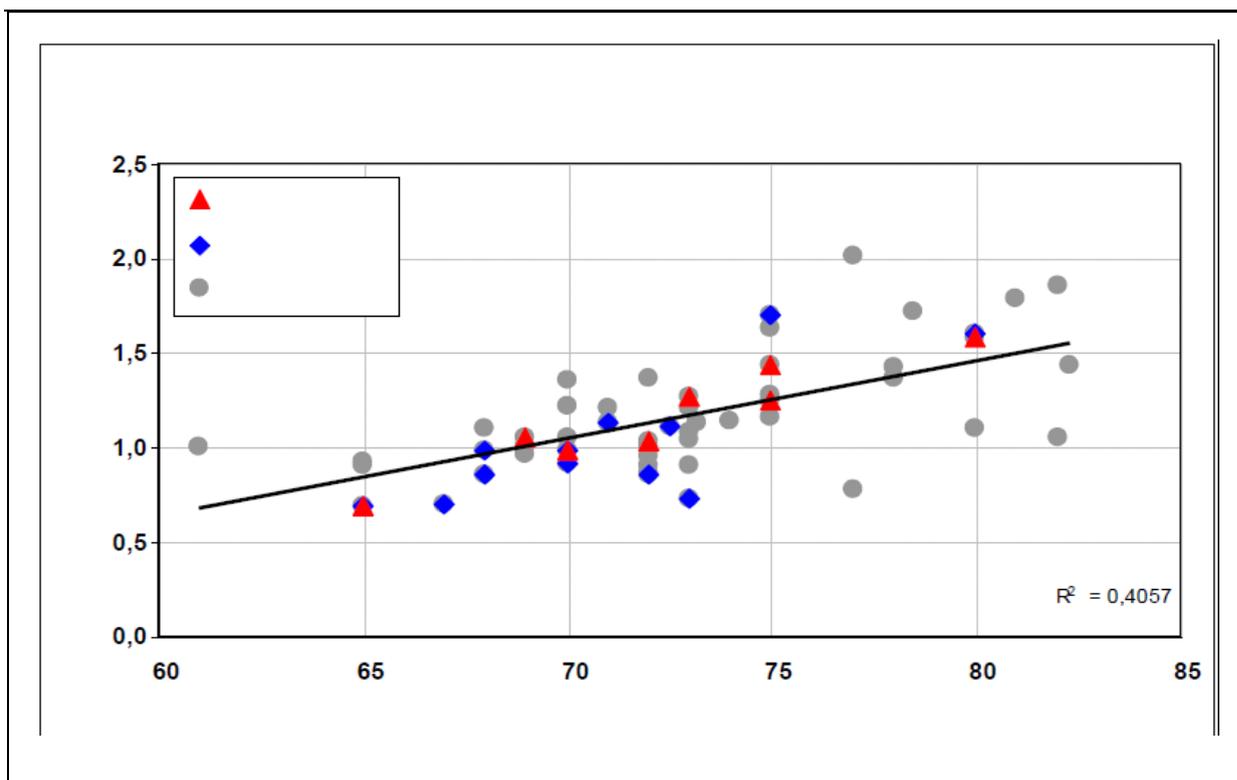


Abbildung 3.57: Spezifische NO_x-Emissionsfracht (kg NO₂/Tonne lutro) von Ablaugekesseln dargestellt in Abhängigkeit vom Trockensubstanzgehalt (%) der Schwarzlauge

(b) **Überschüssiger O₂- und CO-Gehalt während der Verbrennung.** Es besteht ein Zusammenhang zwischen den NO_x-Emissionen und der Konzentration von O₂ und CO im Rauchgas des Ablaugekessels. Zur Minimierung der NO_x-Emissionen ist es wichtig, dass die Luftzufuhr in die Verbrennungskammer optimiert wird. Die Endverbrennung sollte im oberen Teil der Verbrennungskammer stattfinden, wo die Temperatur niedriger ist. Bei geringer Überschussluft für die Verbrennung und mäßig erhöhten CO-Werten verringern sich die NO_x-Emissionen tendenziell.

Wird der Luftanteil auf unter circa 2 % gesenkt, fallen die NO_x-Emissionen, aber der CO-Gehalt beginnt dramatisch anzusteigen. Wenn der O₂ weiter reduziert wird, werden auch die TRS erhöht. Eine Kohlenmonoxidkonzentration im Bereich von 250 – 500 ppm führt zu einer beträchtlich geringeren Bildung von NO_x. Indem die CO-Werte in einem Bereich <50 – 100 mg CO/Nm³ gehalten werden, bleiben die Emissionen von VOC und polyzyklischem aromatischem Wasserstoff (PAH) niedrig, wobei gleichzeitig niedrige NO_x-Emissionen erzielt werden können, wie Abbildung 3.58 bestätigt.

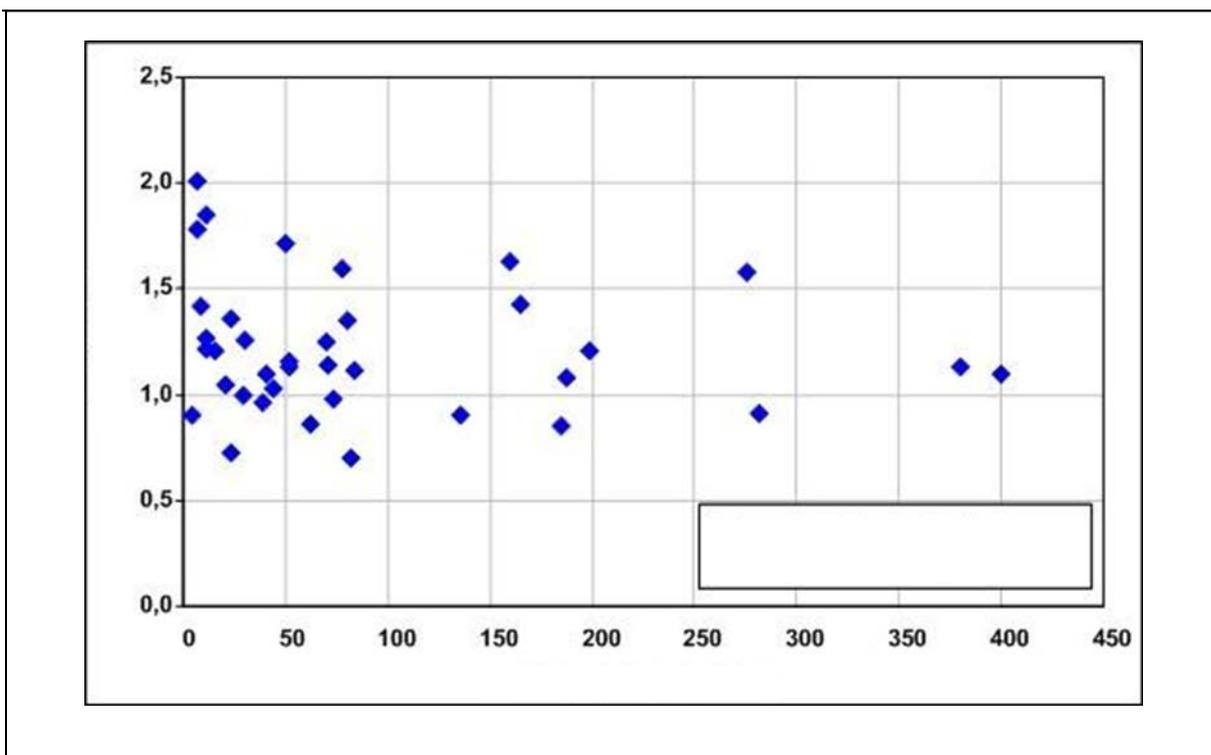


Abbildung 3.58: Verhältnis zwischen der CO-Konzentration und den spezifischen NO_x-Emissionen aus Schwarzlaugenkesseln

- (c) **Die Konzipierung des Luftsystems und des Kessels (Anzahl und Einbauort der Luftdüsen und Luftebenen).** Bei einigen Ablaugekesseln besteht die Möglichkeit neue Luftebenen einzubauen (siehe Abschnitt 3.3.18.2), aber bei anderen ist dies nicht möglich, wenn der Ablaugekessel bei voller Kapazität betrieben wird. Alle neuen Kessel verfügen über ein fortschrittliches Luftsystem, um die NO_x-Emissionen zu minimieren. Die Fabriken mit den neuesten Ablaugekesseln haben ihre Emissionen aus den Ablaugekesseln um 20 – 30 % verringert.
- (d) **Stickstoffgehalt in Schwarzlauge mit hohem Trockensubstanzgehalt.** Der Stickstoffgehalt der Schwarzlauge hat einen direkten Einfluss auf die NO_x-Werte des Schwarzlaugenkessels. Ungefähr 30 % des Stickstoffs in der Schwarzlauge wird in NO_x umgewandelt. Unter normalen Betriebsbedingungen ist es schwierig Umwandlungsraten in NO_x unter 30 % zu erzielen. Hartholz enthält im Allgemeinen mehr Stickstoff als Weichholz. Daher führt Schwarzlauge aus Weichholz zu ungefähr 20 % niedrigeren NO_x-Emissionen als Lauge aus Hartholz.

Eine schwedische Studie [62, Hedenberg 1996] zeigt, dass Hartholz 370 g N/fm o. R. (feste Holzmasse ohne Rinde) und Weichholz ~225 g N/fm o. R. enthält. Für die Sulfatzellstoffherstellung beläuft sich der Holzverbrauch bei Hartholz auf ~4 fm o. R. und bei Weichholz auf ~5 fm o. R., um eine Tonne Zellstoff herzustellen. Bei einer Sulfatzellstofffabrik beträgt der Stickstoffeintrag bei Hartholz ~1 480 kg N/Tonne lutro und bei Weichholz ~1 120 kg N/Tonne lutro. Ungefähr 90 – 95 % dieses Stickstoffs werden im Kocher aufgelöst und folgen der Schwarzlauge in den Ablaugekessel. Im Ablaugekessel werden 25 – 35 % des Stickstoffs in NO_x und der Rest in N₂ umgewandelt. Dies würde theoretisch dazu führen, dass die NO_x-Emissionen der Zellstoffherstellung aus Hartholz ungefähr 30 % höher sind als bei der Zellstoffherstellung aus Weichholz. Die Emissionen verschiedener echter Ablaugekessel bestätigen dies jedoch nicht, wie aus Abbildung 3.59 ersichtlich ist. Dies ist möglicherweise darauf zurückzuführen, dass der N-Gehalt von Schwarzlauge oft unter Angabe relativ hoher Spannweiten angegeben wurde.

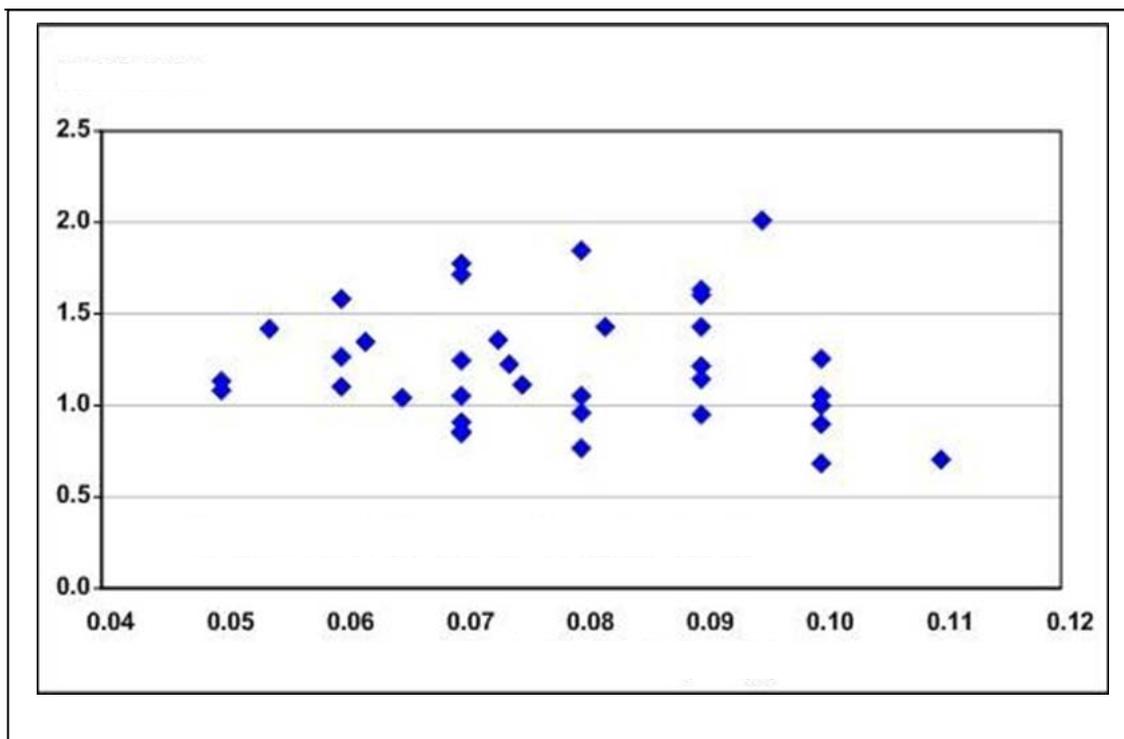


Abbildung 3.59: Verhältnis zwischen dem N-Gehalt in Schwarzlauge (%) und der NO_x-Emissionsfracht aus Ablaugekesseln

- (e) **Verbrennung von CNCG im Ablaugekessel** (Alternativen sind der Kalkofen oder ein spezieller CNCG-Brenner). Obwohl NCG Stickstoff enthalten, steigen die NO_x-Emissionen durch eine ordnungsgemäße Verbrennung der CNCG im Ablaugekessel erfahrungsgemäß nicht zwangsläufig an. In den meisten Fällen führt die Verbrennung von CNCG in einem Kalkofen zu einer erheblichen Erhöhung der NO-Emissionen der Fabrik.
- (f) **Verbrennung anderer stickstoffhaltiger Brennstoffe.** Brennstoffe wie methanolhaltige Kondensate, Abgase aus dem Auflösetank (DTVG) oder im Ablaugekessel verbrannter Bioschlamm können zu einem Anstieg der NO_x-Emissionen führen.
- (g) **Lastbedingungen im Feuerraum des Schwarzlaugekessels.** Die Last, mit der der Schwarzlaugekessel betrieben wird, hat eine wesentliche Auswirkung auf die NO_x-Emissionen; eine niedrigere Last im Feuerraum führt zu einer verringerten Temperatur im Feuerraum und ermöglicht eine bessere Verbrennungsregelung. Ein Kessel, der oberhalb seiner Auslegungslast betrieben wird, erzeugt normalerweise höhere Emissionen. Es können drei grundsätzliche Fälle unterschieden werden:
- i. Hohe Last, wobei das Luftsystem überlastet ist; es gibt nur minimale Regelmöglichkeiten; die Verweilzeiten sind zu kurz, die Temperaturen sind hoch und es wird eine hohe Umwandlungsrate in NO_x festgestellt.
 - ii. Normale Last, wobei der Betrieb des Luftsystems optimiert werden kann und alle Luftebenen effektiv genutzt werden; die Verweilzeiten sind optimal, es herrschen optimale Temperaturen und eine minimale Umwandlung in NO_x wird festgestellt.
 - iii. Niedrige Last, wobei der Feuerraum einen niedrigen Luftbedarf hat; die oberen Luftebenen werden nicht benutzt, die Verweilzeiten sind lang und die Temperaturen niedrig. Es wird eine mäßige Umwandlung in NO_x festgestellt.
- (h) **Zellstoffausbeute.** Eine höhere Ausbeute führt zu niedrigeren spezifischen

Emissionsfrachten (kg NO_x/Tonne luro): Ungebleichter Zellstoff erzielt eine höhere Ausbeute, d. h. er erzeugt weniger Schwarzlauge pro produzierte Tonne Zellstoff als dies bei gebleichtem Zellstoff der Fall ist, wodurch niedrigere spezifische Emissionsfrachten erreicht werden - selbst wenn der Schwarzlaugenkessel in beiden Fällen ungefähr die gleiche NO_x-Konzentration im Schornstein aufweist. Der gleiche Effekt gilt für die Zellstoffherstellung aus Weichholz und Hartholz, und insbesondere für die Zellstoffherstellung aus Eukalyptus (höhere Ausbeute).

Je nach Kessel, können die NO_x-Emissionen durch Optimierung der vorgenannten Faktoren gemindert werden. Eine Voraussetzung für niedrige Emissionen ist die kontinuierliche Messung und Anpassung der relevanten Verbrennungsparameter (O₂, CO, Temperatur, Gasvolumenstrom, NO_x, SO₂, Kessellast, Brennstoffe). Durch die Konzipierung des Ablaugekessels und ein optimiertes Luftsystem können die CO- und NO_x-Konzentrationen zu einem gewissen Grad verringert werden.

Erreichter Umweltnutzen

Die Technik verringert die NO_x-Emissionen und versucht gleichzeitig die CO-Emissionen zu mindern.

Umwelleistung und Betriebsdaten

In Abbildung 3.60 und Abbildung 3.61 sind die NO_x-Emissionen aus den Schwarzlaugenkesseln der europäischen Sulfatzellstofffabriken zusammengefasst, die die Fragebögen zu Luftemissionen aus Sulfatzellstofffabriken im Rahmen der vom EIPPCB im Februar 2011 gestarteten Befragung ausgefüllt haben. Einige Fabriken haben nur spezifische NO_x-Frachten angegeben. Aufgrund der Unterschiede in Bezug auf den Rauchgasvolumenstrom, korreliert die NO_x-Konzentration nicht immer mit den entsprechenden spezifischen NO_x-Emissionen. In Abbildung 3.60 sind die Jahresmittelwerte der NO_x-Konzentration mit dem entsprechenden Jahresmittelwert der CO-Emissionen (bei 6 % O₂) dargestellt.

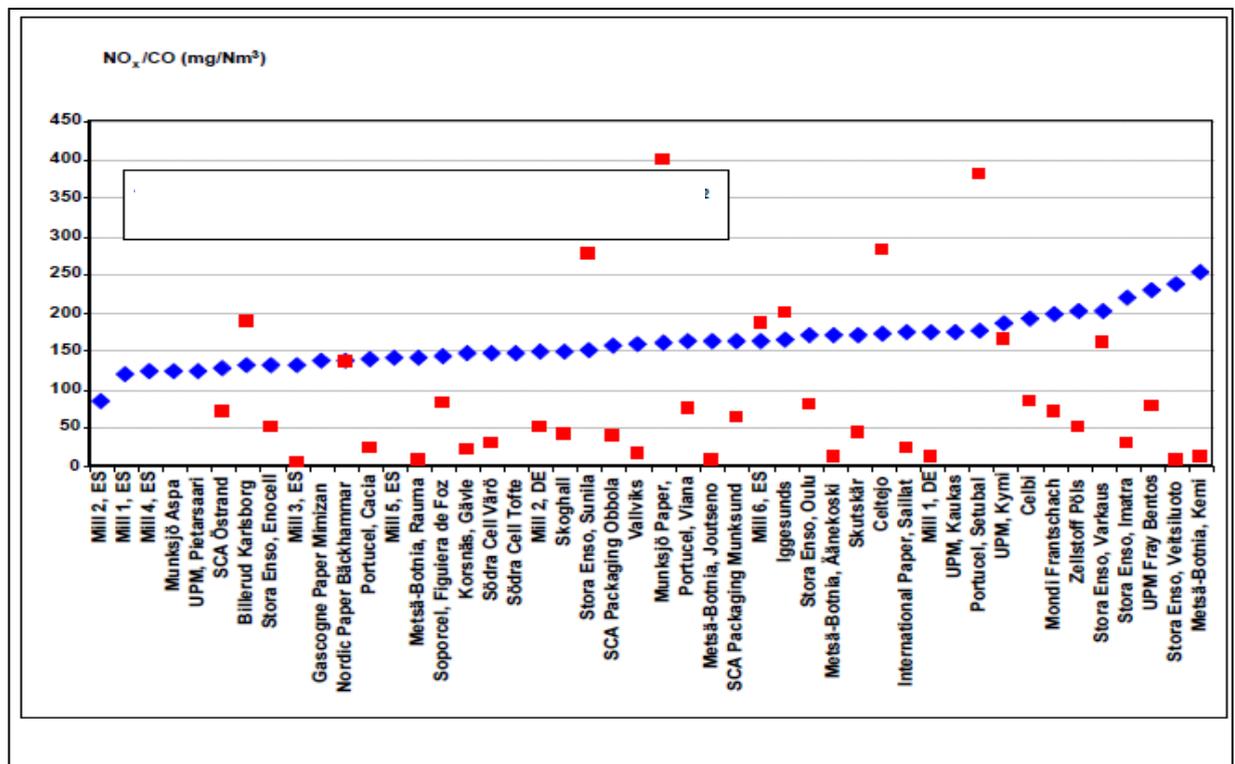


Abbildung 3.60: NO_x-Konzentration (als NO₂), bei 6 % O₂ aus Schwarzlaugenkesseln

Abhängig von den vorstehend erörterten Einflussgrößen wurden NO_x-Emissionen zwischen <140 mg/Nm³ und 230 mg/Nm³ (6 % O₂-Gehalt) als Jahresmittelwerte angegeben. In den meisten Fällen wurden diese Werte mit CO-Konzentrationen zwischen <25 mg/Nm³ und 200 mg/Nm³ als Jahresmittelwerte bei 6 % O₂-Gehalt erzielt. Es gibt relativ wenige Schwankungen der NO_x-Werte und es treten nur wenige ausgeprägte Spitzenwerte auf (siehe Abbildung 3.62, Abbildung 3.65 und Abbildung 3.66).

Abbildung 3.61 stellt die spezifischen NO_x-Emissionen der Zellstofffabriken, die Daten zur Verfügung gestellt haben, dar. Relevante Faktoren, die die NO_x-Emissionen beeinflussen, werden ebenfalls angegeben (Trockensubstanzgehalt höher als 75 %, höherer Hartholzanteil, Verbrennung von CNCG und Bioschlamm im Schwarzlaugenkessel). Wie dargestellt, treffen bei allen Ablaugekesseln, deren spezifische Emissionen höher als 1,5 kg NO_x (als NO₂) pro Tonne lutro sind, zwei oder mehr dieser ungünstigen Faktoren zu. Andererseits sind auch Gegenbeispiele dargestellt, die schwieriger zu erklären sind.

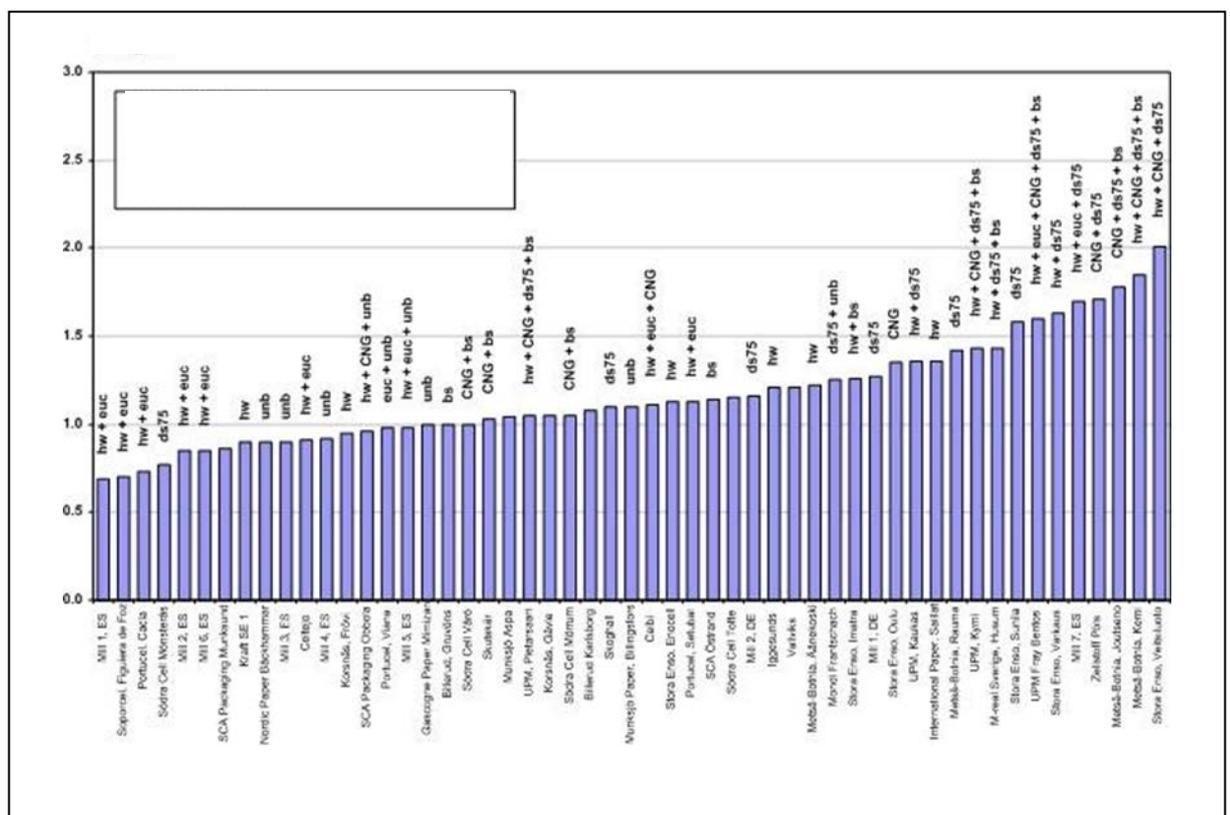


Abbildung 3.61: Spezifische NO_x-Emissionen aus Schwarzlaugenkesseln

Ein Beispiel für das Emissionsprofil eines Ablaugekessels mit drei Luftebenen, in dem Schwarzlauge (ungefährer Trockensubstanzgehalt von 75 %), CNCG und eine Mischung aus Methanol und Terpentin verbrannt werden, ist in Abbildung 3.62 dargestellt. Die spezifische NO_x-Emission beträgt 1,5 kg/Tonne lutro. Der Stickstoffgehalt in der Trockensubstanz (Weichholz) betrug durchschnittlich 0,08 % (2008). Der Kessel läuft mit einer Last, die etwas über seiner projektierten Kapazität liegt. Bei diesem Kessel konnte kein Einfluss der Methanolverbrennung im Ablaugekessel bestätigt werden. Ungefähr 33 % des berechneten Stickstoffeintrags wird in NO_x-Emissionen umgewandelt. Der Jahresmittelwert der Konzentration liegt bei 190,3 mg NO_x/Nm³ (bei 5 % O₂). NO_x und CO werden kontinuierlich gemessen.

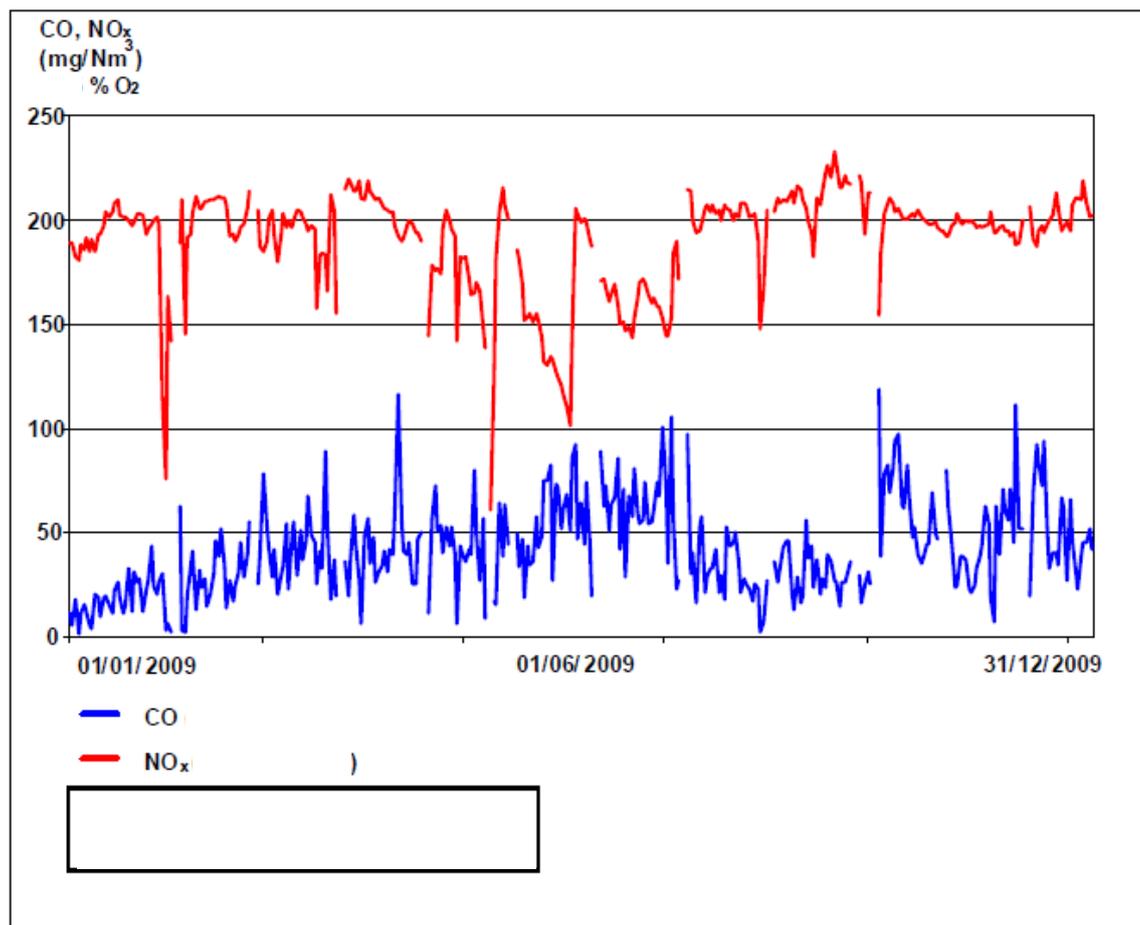


Abbildung 3.62: Tagesmittel der NO_x- und CO-Werte im Jahresverlauf von einem Schwarzlaugenkessel einer Sulfatzellstofffabrik

Die mittleren spezifischen NO_x-Emissionen von 22 schwedischen Schwarzlaugenkesseln, die 2008 in Betrieb waren, beliefen sich auf 1,04 kg NO_x/Tonne lutro; sieben Fabriken gaben NO_x-Emissionen unter 1 kg/Tonne lutro an (*Quelle*: schwedische statistische Daten 2007). Die höchsten NO_x-Emissionen aus einem Schwarzlaugenkessel in Schweden betragen 1,28 kg/Tonne lutro.

Die sechs funktionsfähigen portugiesischen Zellstofffabriken, die hauptsächlich Eukalyptusholz verarbeiten, gaben NO_x-Emissionen zwischen 121 mg/Nm³ (8 % O₂) oder 0,73 kg/Tonne lutro und 153 mg/Nm³ (8 % O₂) oder 1,13 kg/Tonne lutro an (*Quelle*: Befragung 2009). All diese Ablaugekessel werden mit drei Luftebenen betrieben.

In Hinsicht auf die spezifischen NO_x-Werte sollte berücksichtigt werden, dass bei der Zellstoffherstellung aus Eukalyptusholz eine etwas höhere Ausbeute (51 - 54 %) als bei nordischem Weichholz (44 - 46 %) und Hartholz (47 - 49 %) und somit niedrigere spezifische NO_x-Emissionen erzielt werden.

In Abbildung 3.63 und Abbildung 3.64 sind die angegebenen kurzfristigen NO_x- und CO-Emissionen dargestellt.

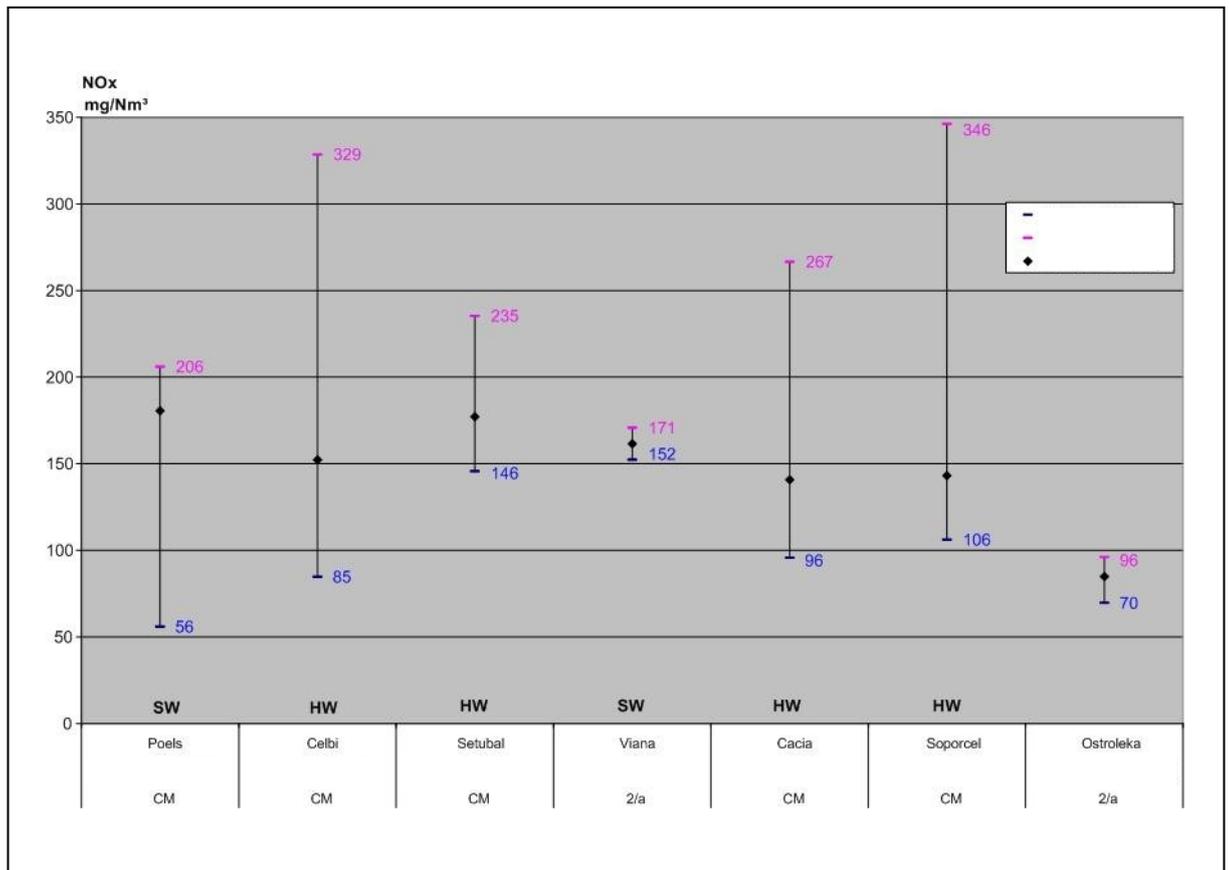


Abbildung 3.63: NOx-Emissionen vom Ablaugekessel als kurzfristiger Mittelwert

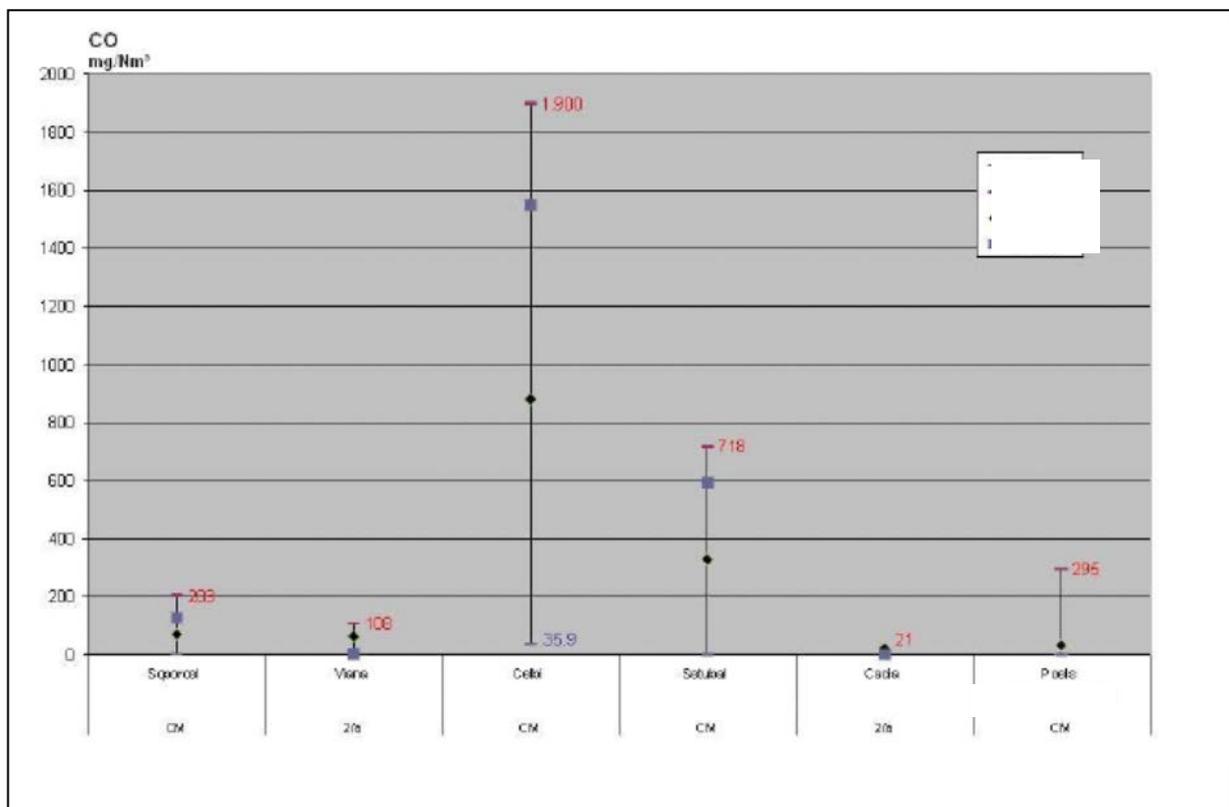


Abbildung 3.64: CO-Emissionen vom Ablaugekessel als kurzfristiger Mittelwert

Weitere Daten zu NO_x-Emissionen für die gesamte Fabrik sind in Abschnitt 3.2.2.6.7.2 zusammengestellt.

Medienübergreifende Auswirkungen

Durch die Verwendung dieser Technik werden keine Nebenwirkungen für die Umwelt oder Nachteile für andere Medien verursacht.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Maßnahmen gelten sowohl für neue als auch bestehende Fabriken.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Der Schwarzlaugenkessel ist der teuerste Anlagenteil einer Zellstofffabrik. Daher sollte die Kapazität des Kessels optimiert werden. Irgendwann müssen die Fabriken in einen neuen und größeren Kessel investieren. Die NO_x-Emissionen sind hierbei aber normalerweise nicht der Hauptgrund.

Wichtiger Grund für die Einführung

Umweltschutzbestimmungen und das Ziel der Betreiber, die Ablaugekessel effizient zu betreiben sind die Hauptgründe für die Einführung dieser Technik. Da die NO_x-Emissionen aus dem Schwarzlaugenkessel ungefähr 65 – 85 % der Gesamtemissionen der Fabrik ausmachen (siehe Abbildung 3.30), werden Anstrengungen unternommen die NO_x-Emissionen dieser Fabriken zu verringern.

Einige Mitgliedsstaaten (z. B. SE) verfügen über Umweltschutzprogramme, deren Fokus auf der Reduktion der Versäuerung und Eutrophierung liegt. Als Reaktion darauf wurden von der Zellstoff- und Papierindustrie ebenfalls zur Verfügung stehende Maßnahmen ergriffen, um sowohl die Schwefeloxid- als auch die Stickoxidemissionen zu senken.

Anlagenbeispiele

Viele Sulfatzellstofffabriken in Europa haben die vorstehend erörterten Ablaugekessel eingeführt und betreiben diese.

Referenzliteratur

[33, COM 2011], [58, K.Grönblad et al. 2000], [61, Wallén et al. 2002], [64, J.Malmström 2010], [65, N.DeMartini et al. 2010], [66, FRBC 2010], [225, Hupa 2005], [226, Vakkilainen et al. 2005]:

3.3.18.2 Optimierte Luftsysteme von Schwarzlaugenkesseln

Beschreibung

Der Schwarzlaugenkessel wird im unteren Feuerraum mit reduzierender Atmosphäre betrieben. Entsprechend ist die Bildung von NO_x im Schwarzlaugenkessel niedriger als im Vergleich zu anderen Feuerräumen. Änderungen beim Luftsystem haben sich in Bezug auf die Verringerung der NO_x-Emissionen als erfolgreich erwiesen.

Neben den herkömmlichen Luftzuführungsebenen (gewöhnlich drei) wird eine zusätzliche Luftzuführungsebene (vierte Luftebene) über dem Kesselboden in den Kessel integriert. Viele Schwarzlaugenkessel verfügen über vier Luftzuführungsebenen, manche sogar über fünf. Durch Änderungen des Luftzuführungssystems in Form von zusätzlich eingebauten Luftzuführungsöffnungen im oberen Teil des Kessels wird die Bildung von NO_x verringert.

Die Verringerung der NO_x-Emissionen mittels Luftstufung hängt von der Konzeption und der Last des Schwarzlaugenkessels ab, wobei der NO-Emissionswert normalerweise bei 10 – 25 % liegt.

Zusätzliche Luftebenen über den herkömmlichen Ebenen bieten einen größeren Spielraum zur Minderung der NO-Emissionen mittels Verbrennungstechnologie.

Es hat sich gezeigt, dass NO-Minderungstechniken, die auf der Optimierung der Luftverteilung beruhen, nicht wirksam sind, wenn die Kessellast sehr hoch ist, wie dies bei einigen Zellstofffabriken der Fall ist [225, Hupa 2005]. Andererseits verfügen alle umgerüsteten oder in der jüngeren Vergangenheit gebauten Schwarzlaugenkessel, für die niedrige NO_x-Emissionen angegeben wurden, über mehrere Luftebenen. Es wurden keine weiteren spezifischen Daten über den Erfolg spezifischer Luftverteilungssysteme zur Verfügung gestellt.

Erreichter Umweltnutzen

Niedrigere NO_x-Emissionen.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die Verringerung der NO_x-Emissionen, die auf die Anwendung dieser Technik zurückzuführen ist, schwankt und hängt von verschiedenen Faktoren ab. In vielen Fällen wurden 10 – 25 % niedrigere NO_x-Emissionen erzielt [63, Salmenoja 2009], [64, J.Malmström 2010]. Im Gegensatz dazu hat beispielsweise die Sulfatzellstofffabrik IP in Saillat, Frankreich, angegeben, dass die Einführung einer vierten Luftebene nicht zu einer wesentlichen Verringerung der NO_x-Emissionen geführt hat (es wurden keine Daten zur Kessellast oder weitere Einzelheiten zur Verfügung gestellt). Die Technik muss an die spezifischen Bedingungen von Schwarzlaugenkesseln angepasst werden.

Die erzielten Werte von zwei Sulfatzellstofffabriken, die fortschrittliche Luftsysteme eingeführt haben und eine vierte Luftebene betreiben, sind beispielhaft in Abbildung 3.65 und Abbildung 3.66 dargestellt.

Das erste Beispiel ist eine europäische Sulfatzellstofffabrik, die Weichholz (Kiefer und Fichte) als Zellstoffholz verwendet. Der Schwarzlaugenkessel wird mit einer Last, die etwas unter seiner projektierten Kapazität liegt betrieben und verfügt über eine vierte Luftebene. Im Schwarzlaugenkessel werden Schwarzlauge (ungefähr 75 % Trockensubstanz), Erdgas und leichtes Heizöl als Stützbrennstoff sowie DNCG verbrannt. In Abbildung 3.65 sind die Konzentrationen der NO_x- und CO-Emissionen dargestellt. Im ausgefüllten Fragebogen hat die Fabrik Emissionswerte von 1,25 kg NO_x/Tonne lutro auf Jahresbasis für den Ablaugekessel angegeben.

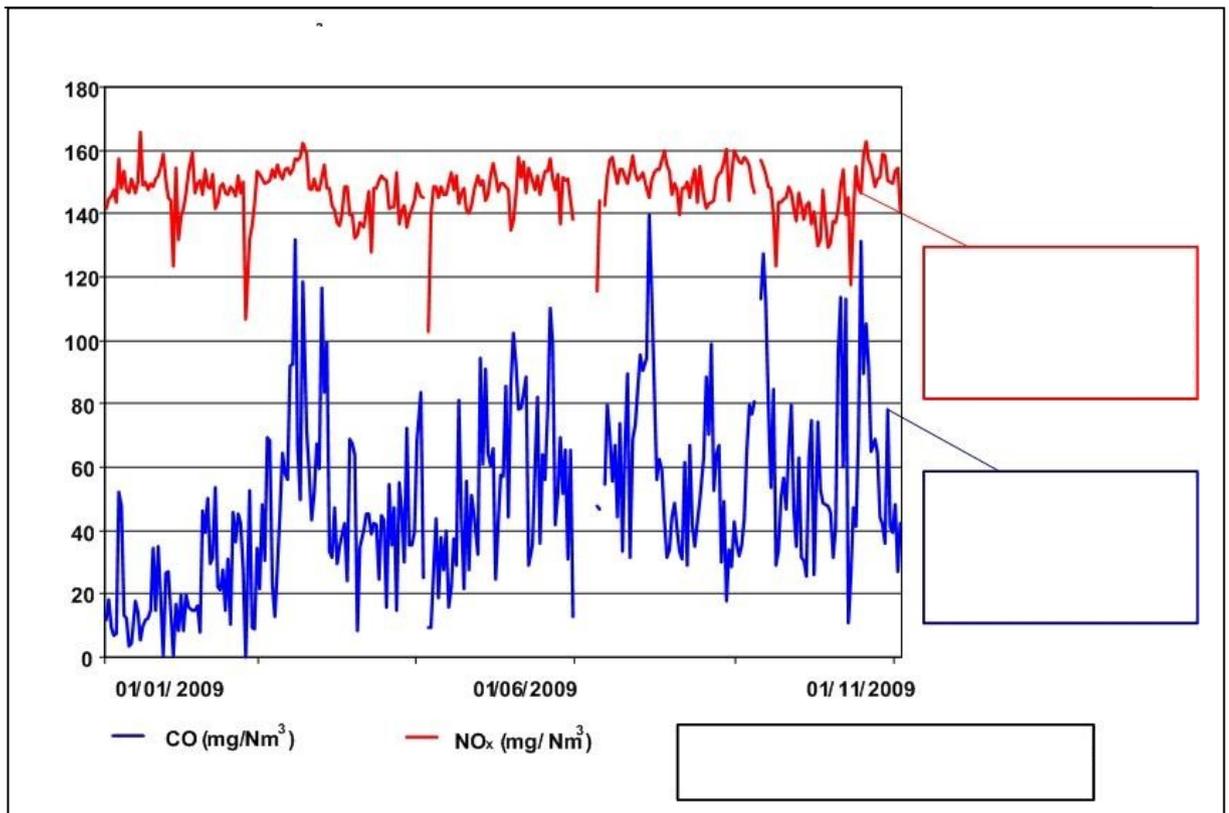


Abbildung 3.65: Kontinuierlich gemessene Tagesmittelwerte für NO_x- und CO-Emissionen eines Schwarzlaugenkessels

Das zweite Beispiel ist die Sulfatzellstofffabrik Södra Värö in Schweden, die Weichholz (Fichte und Kiefer) als Zellstoffholz verwendet. Der Ablaugekessel verfügt über eine vierte Luftebene. Im Schwarzlaugenkessel werden Schwarzlauge (ungefähr 75 % Trockensubstanz), ein geringer Anteil fossile Brennstoffe sowie DNCG verbrannt. In Abbildung 3.66 sind die erreichten Emissionswerte für NO_x und CO dargestellt. Der Jahresmittelwert der Emissionskonzentration entspricht einer spezifischen NO_x-Emission aus dem Schwarzlaugenkessel von 1,02 kg/Tonne lutro auf Jahresbasis.

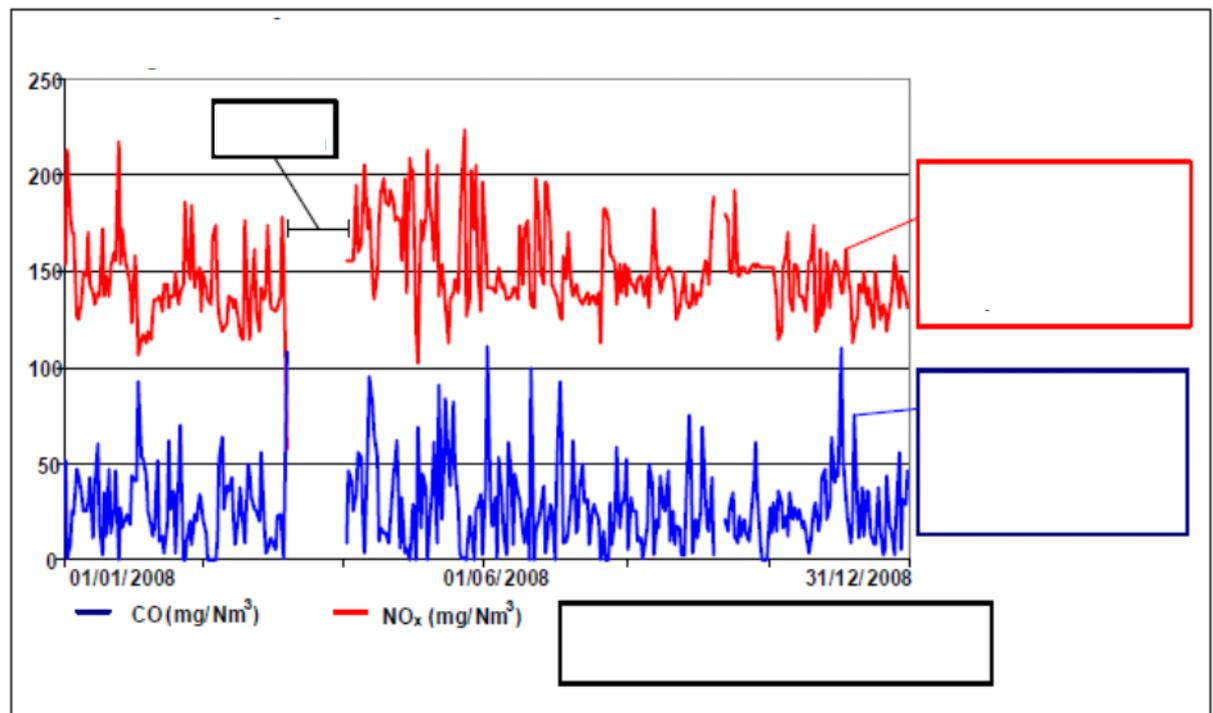


Abbildung 3.66: Kontinuierlich gemessene Tagesmittelwerte für NO_x- und CO-Emissionen des Ablaugekessels der Sulfatzellstofffabrik Södra Värö

Neuere Ablaugekessel, in denen die Verbrennungsluft durch vier oder mehr Luftregister verteilt wird, können Werte von unter 150 mg NO_x/Nm³ (bei 3 % O₂) oder in einigen Fällen unter 1 kg NO_x/t erreichen (siehe Abbildung 3.30).

Eine sehr genaue Prozesskontrolle ist erforderlich, um ein Ansteigen der CO-Bildung während der sauerstoffarmen Verbrennung zu vermeiden. Um die NO_x-Emissionen zu verringern, werden Schwarzlaugenkessel bei niedrigen Sauerstoffwerten betrieben. Sauerstoffwerte von 2,5 - 3 % im Abgas sind typisch. Eine Erhöhung von überschüssigem O₂ kann zum Anstieg der NO_x-Werte führen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es gibt keine medienübergreifenden Auswirkungen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Anwendbar sowohl für neue als auch in bestehenden Fabriken. Diese Technik macht beträchtliche Änderungen am Luftzuführungssystem des Feuerraums erforderlich und in bestimmten Fällen müssen spezielle Feuerraumwandrohre, die in einer reduzierenden Atmosphäre korrosionsbeständig sind, vom unteren Teil des Kessels bis zur höchsten Luftebene geführt werden, was eine große Veränderung in einem Kessel darstellt. Die Größe und die Dimensionierung des Kessels können die Anwendbarkeit dieser Maßnahme in einigen Fällen beschränken.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Für eine Fabrik, die gebleichten Sulfatzellstoff mit einer Produktionskapazität zwischen 250 000 und 500 000 t/Jahr herstellt, betragen die erforderlichen Investitionen zum Umbau der Luftzuführung des Ablaugekessels 1,7 Millionen Euro bzw. 2,3 Millionen Euro. Die Investitionen umfassen neue Luftzuführungen zum Ablaugekessel, Messtechnik, Rohre und Gebläse. Es gibt eine kleine Veränderung der Betriebskosten (durch den Einbau eines zusätzlichen Gebläses wird der Stromverbrauch leicht erhöht).

Wichtiger Grund für die Einführung

NO_x weist ein Versäuerungspotenzial auf und kann die Eutrophierung erhöhen. In einigen empfindlichen Seengebieten in Europa wird deshalb eine weitere Verringerung der NO_x-Emissionen mit Primärmaßnahmen als notwendig betrachtet.

Anlagenbeispiele

Viele Schwarzlaugenkessel verfügen über vier Luftebenen, mehrere Sekundär- und Tertiärhöhen oder vertikale Luftsysteme bei neuen und bestehenden Kesseln.

Referenzliteratur

[63, Salmenoja 2009], [64, J.Malmström 2010], [171, R.Morin 2009], [173, J.Queiser 2009],

[225, Hupa 2005].

3.3.19 Reduzierung von Staubemissionen aus dem Schwarzlaugenkessel

3.3.19.1 Elektrofilter

Beschreibung

Elektrofilter erzeugen ein elektrostatisches Feld um den Pfad der Partikel im Luftstrom. Die Partikel werden negativ aufgeladen und wandern zu positiv geladenen Niederschlagsplatten. Die Niederschlagsplatten werden in regelmäßigen Abständen Klopfschlägen oder Vibrationen unterzogen, damit sich das Material löst und in die darunter befindlichen Sammelbunker fällt.

Es ist wichtig, dass die ESB-Klopfzyklen so optimiert sind, dass das erneute Mitreißen der Partikel minimiert wird. Unterschiede in der Leistungsfähigkeit der ESP hängen von der Konzipierung und den Maßen der Elektrofilter sowie einer Reihe von Betriebsparametern ab, wie zum Beispiel der Rauchgasdurchflussraten, der Gastemperatur, dem Anfahr- und Abfahrbetrieb, der Anzahl der Felder, der Stärke des elektrischen Felds, der Fläche und der Form der Elektroden, der SO₂-Konzentration und der ausgeführten Wartungsarbeiten. Die Leistungsfähigkeit kann insbesondere durch die Materialansammlung beeinträchtigt werden, die eine Isolierschicht auf den Elektroden bildet und dadurch das elektrische Feld verringert. Dieser Effekt muss kontrolliert werden.

Nachdem die Abgase den Ablaugekessel verlassen haben, werden sie normalerweise in zwei Ströme geteilt und parallel durch Elektrofilter (EPS) geführt. Die zwei Ströme ermöglichen die Stilllegung eines ESP für Reinigungs- oder Wartungsarbeiten, wenn dies erforderlich wird. Die ESP in den zwei Strömen sind normalerweise so dimensioniert, dass sie 65 % oder mehr des gesamten Gasstroms aus dem Kessel reinigen können, damit die Wartung und Instandhaltung ohne Abschaltung des Kessels erfolgen kann. Eine regelmäßige Reinigung ist erforderlich, um die Ablagerungen von Na₂SO₄ zu entfernen, die sich während des normalen Betriebs bilden.

Erreichter Umweltnutzen

Entfernung von Staub (Partikel). Staubemissionen von Ablaugekesseln bestehen im Wesentlichen aus Feinstaub (<2 µm), siehe Abbildung 3.28.

Umweltleistung und Betriebsdaten

In Abbildung 3.67 und Abbildung 3.70 sind die angegebenen Staubemissionen aus den Ablaugekesseln europäischer Sulfatzellstofffabriken zusammengefasst. In Abbildung 3.67 sind die Staubemissionen als Jahresmittelwerte der Staubkonzentration (Nm³, trocken, bei 6 % O₂) für die Fabriken dargestellt, die Konzentrationswerte angegeben haben. Es sind Fabriken dargestellt, die nur ESP oder ESP zusammen mit Nasswäschern verwenden.

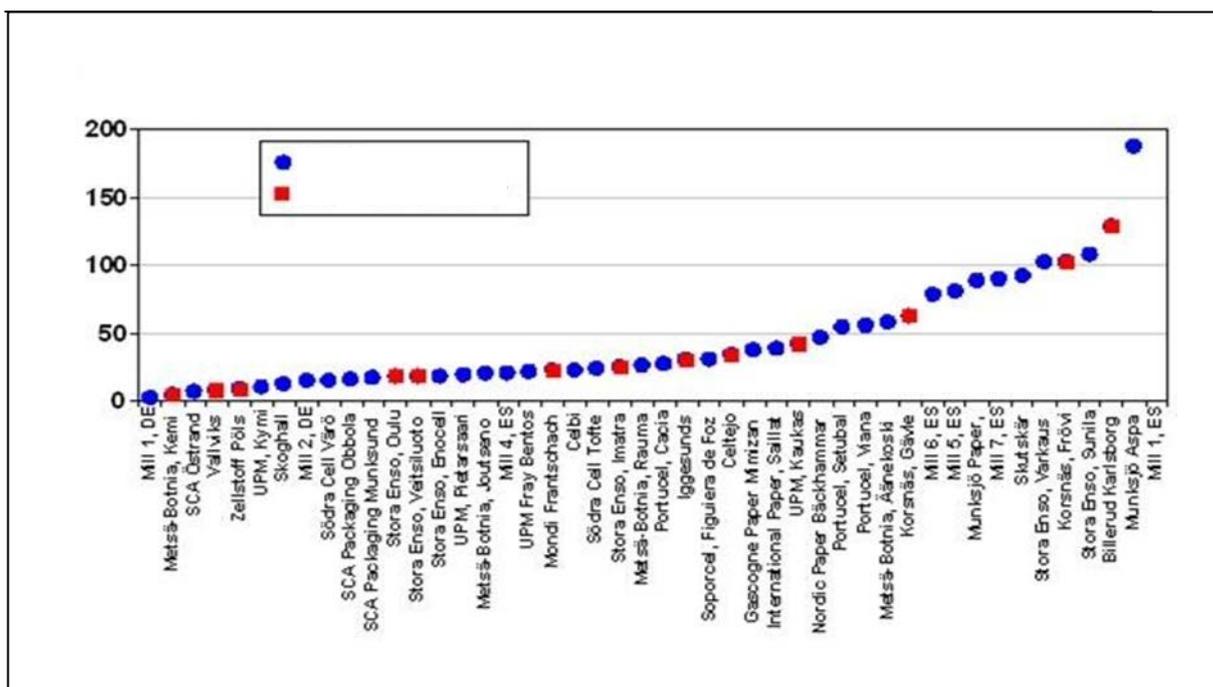


Abbildung 3.67: Jahresmittelwert der Staubemissionskonzentration von Ablaugekesseln nach dem ESP oder dem ESP und Nasswäschern

Es gibt ESP mit Emissionen von $<10 - 30 \text{ mg Staub/Nm}^3$ als Jahresmittelwert (oder $10 - 40 \text{ mg/Nm}^3$ ($6 \% \text{ O}_2$) ermittelt als Tagesmittelwert). Wichtige Faktoren für eine gute Leistung von Elektrofiltern sind Konzipierungskriterien, die Prozesskontrolle und die Wartung der ESP, optimale hohe Spannungsversorgungen, die richtige Auslegung und eine geeignete Anzahl an elektrischen Feldern. Die erzielten Werte hängen nicht nur von technischen Aspekten ab, sondern auch von den Zielwerten, die von den zuständigen Behörden oder dem Betreiber selber festgelegt werden.

Abbildung 3.68 zeigt ein Beispiel für Werte, die mit einem gut dimensionierten ESP zusammen mit einer guten Gaststromverteilung in den ESP und einem optimierten ESP-Reinigungsprogramm erzielt werden können. Dazu sind die Tagesmittelwerte im Jahresverlauf abgebildet. Die Daten sind den online an die zuständigen Behörden übertragenen Emissionsdaten entnommen. Der Staub wird kontinuierlich gemessen. Basierend auf Tagesmittelwerten (trockenes Gas, 273 K , $6 \% \text{ O}_2$) wurden die Staubemissionen auf $15 - 20 \text{ mg/Nm}^3$ gesenkt.

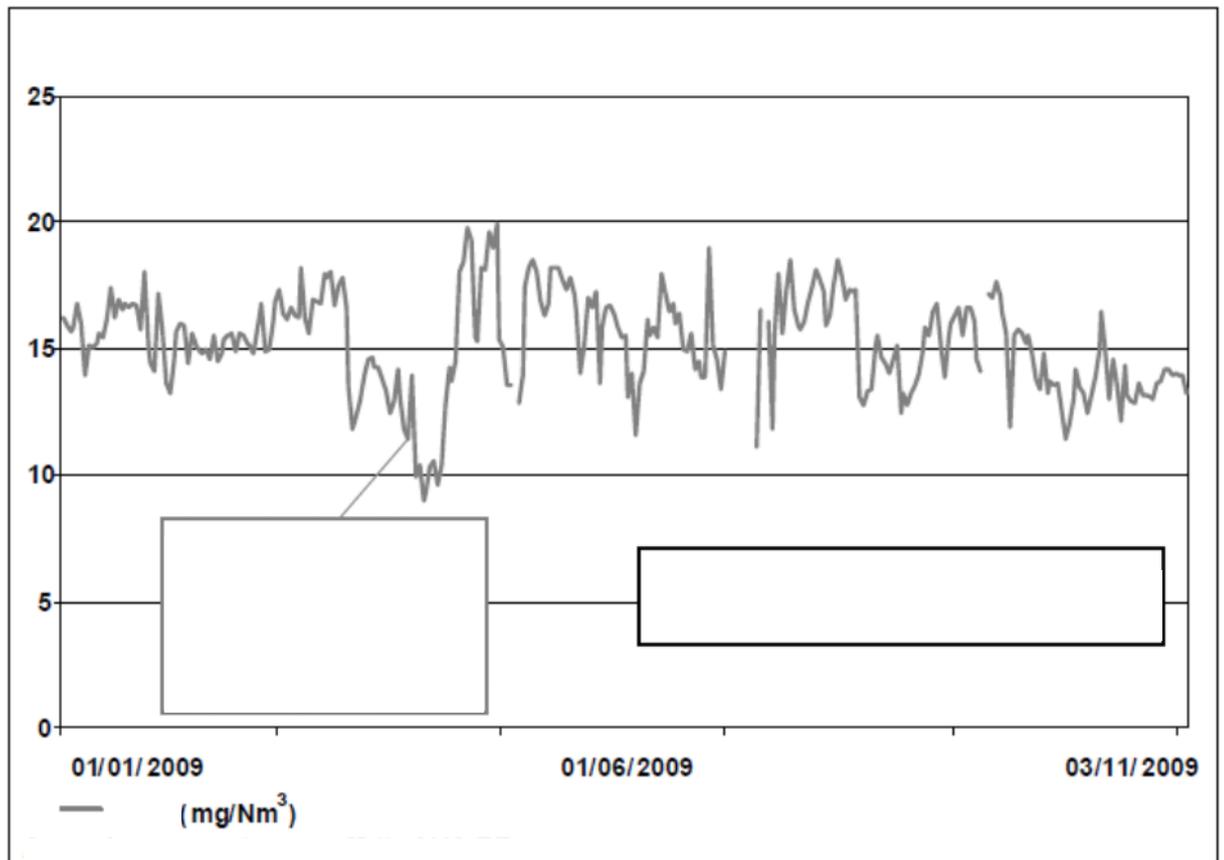


Abbildung 3.68: Kontinuierlich gemessene Tagesmittelwerte für Staubemissionen nach dem ESP vom Ablaugekessel einer Sulfatzellstofffabrik

In Abbildung 3.69 sind die angegebenen kurzfristigen Staubemissionen dargestellt.

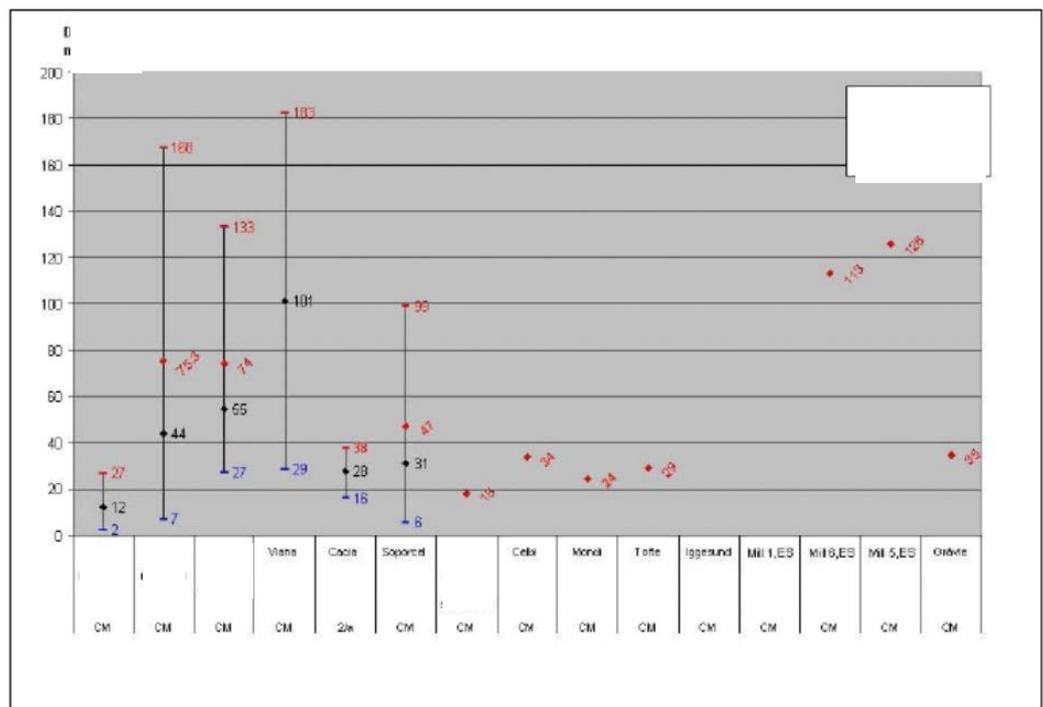


Abbildung 3.69: Staubemissionen von Ablaugekesseln als kurzfristiger Mittelwert

In Abbildung 3.70 sind die angegebenen Staubemissionen aus den Ablaugekesseln europäischer Sulfatzellstofffabriken dargestellt. Bei den Fabriken handelt es sich um die in Abbildung 3.67 dargestellten Anlagen sowie zusätzlich die Fabriken, die nur Staubemissionsfrachten angegeben haben (keine Konzentrationswerte). Der Staub ist als Jahresmittelwert der Emissionsfracht (kg Staub/Tonne lutro) angegeben. Es wird zwischen Fabriken unterschieden, die nur ESP oder ESP zusammen mit Nasswäschern verwenden.

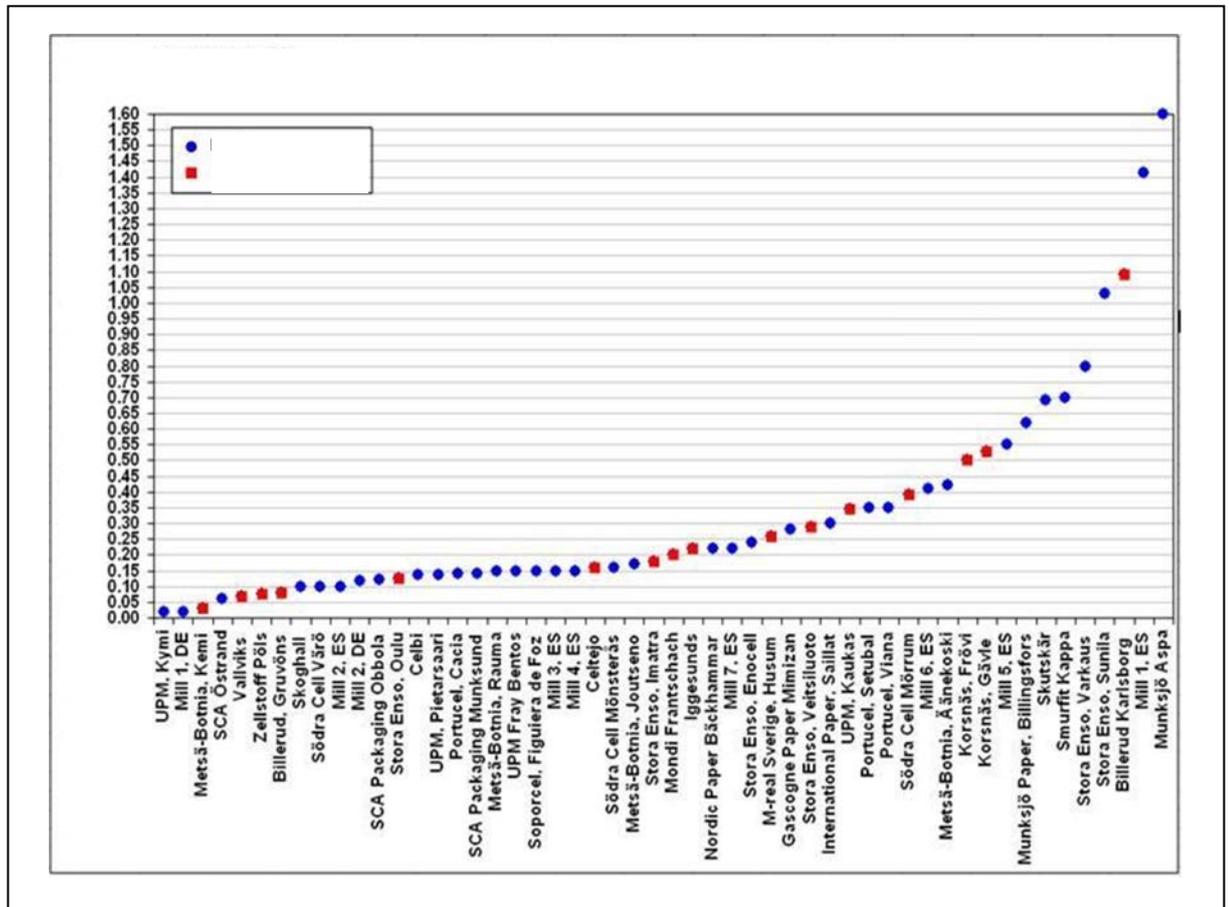


Abbildung 3.70: Jahresmittelwert der Staubemissionsfrachten von Ablaugekesseln nach dem ESP oder dem ESP und Nasswäschern

Änderungen beim Brennstoff und dem Trockensubstanzgehalt sowie der Ablaugekessellast können die Leistungsfähigkeit von Elektrofiltern beeinträchtigen. Es gibt jedoch Möglichkeiten, um festzustellen, welche Brennstoffvariationen und Änderungen der Kesselleistungswerte von den betriebenen ESP toleriert werden können. Die Überwachung der ESP-Eingangsleistung (kV, mA, Überschlagerate), zusammen mit der Überwachung des Betriebs des Entstaubungssystems kann hilfreich dabei sein, das System auf optimaler Leistung zu halten. Zum Beispiel muss bei Erhöhung der Leistung eines Ablaugekessels ein höheres Gasvolumen und eine höhere zu entfernende Staubmenge vom ESP bewältigt werden. Durch die Überwachung der Eingangsleistungswerte des Transformatorgleichrichters im Vergleich zu den Minimalwerten, die im Fabrikbetrieb in Hinblick auf die Erfüllung der zulässigen Fabrikemissionen ermittelt wurden, können die Betreiber die maximale Last feststellen, mit der der Kessel unter Einhaltung der entsprechenden Bestimmungen betrieben werden kann. Alle mit dem ESP verbundenen Systeme, einschließlich der Kapazität des Entstaubungssystems, müssen überwacht werden, damit das System die Betriebsanforderungen für die Fabrik erfüllen kann und Emissionsspitzen und Störungen der ESP-Leistung verringert werden können.

Elektrofilter sind sehr wirksame Geräte zur Sammlung ultrafeiner Partikel ($<0,5 \mu\text{m}$), vorausgesetzt die Partikel sind fähig zu agglomerieren, z. B. als Ablaugekesselstaub. In den Ablaugekesseln von Sulfatzellstofffabriken ermöglicht die Partikelgröße eine gute Trennleistung der Elektrofilter. Während der Verbrennung werden keine Aerosole gebildet.

Es gibt eine Reihe besonderer Aspekte, die bei der Konzipierung und dem Betrieb eines ESP, der für den Einsatz nach einem Ablaugekessel bestimmt ist, berücksichtigt werden müssen. Einige der wichtigsten Empfehlungen lauten:

- Flache Flächen im Gasweg vom Kessel zum ESP vermeiden, um Staubansammlungen zu verhindern;
- Jeder Gasweg sollte so konzipiert sein, dass ein Teil des Gasreinigungssystems zu Wartungszwecken außer Betrieb genommen werden kann, während der Kessel bei verringerter Last betrieben wird (d. h. Konzipierung für 70 % des Gesamtvolumenstroms durch ein ESP-System);
- Bei einer Erhöhung der Trockensubstanz in der Waschflüssigkeit kommt es oft zu einer Erhöhung der Staubfracht zum ESP;
- Der pH-Wert des Staubs muss über 8,5 gehalten werden, um klebrigen Staub zu vermeiden, der schwierig von Flächen zu entfernen ist;
- Die Gasstromverteilung in jeden ESP muss so stabil wie möglich gestaltet werden (Standardabweichung des Gasstroms nach dem ersten Abscheidefeld sollte 20 % oder weniger betragen);
- Aufgrund der Schwierigkeiten beim Entfernen des abgeschiedenen Staubs von den Niederschlagselektroden, müssen die Höhe, Länge und die Gesamtabscheidfläche der Elektrode pro Klopfvorrichtung eine geeignete Dimensionierung aufweisen;
- Das System zur Staubentfernung vom Boden des ESP muss sehr robust, zuverlässig und wirksam sein und darf nicht dazu beitragen, dass die Staubpartikel erneut mitgerissen werden.

Die Leistung bestehender ESP-Anlagen kann oft verbessert werden, ohne dass ein kompletter Austausch notwendig ist, was mit einer Beschränkung der Kosten einhergeht. Verbesserungen der Elektrofilter können durch den Einbau modernerer Elektroden, die Installation automatischer Spannungsregler oder eine Aufrüstung der Klopfsysteme erfolgen. Zusätzlich besteht unter Umständen die Möglichkeit, den Gasweg durch den ESP zu verbessern (verbesserte Gasstromverteilung) oder zusätzliche Stufen hinzuzufügen. Die Leistung eines bestehenden ESP kann durch die Verbesserung der Ausrichtung der Sprühelektroden mit den Niederschlagselektroden, die Verhinderung des Vorbeiströmens von Gas um die Elektroden herum, die Verbesserung der Reinigung der Niederschlagsplatten und die Optimierung der elektronischen Stromversorgung verbessert werden. Für Letzteres kann es notwendig werden, die Transformator-Gleichrichter-Station und die Regelungen zu verändern. Es kann jedoch vorkommen, dass durch Erhöhungen der in den ESP geleiteten Gasmenge und Staubfracht oder durch verringerte zulässige Emissionen aus der Anlage Änderungen an der Stromversorgung und den Regelungen nicht ausreichend sind. In diesem Fällen muss die Größe der vorhandenen ESP erhöht werden. Erst nach einer gründlichen Bewertung der Größe der vorhanden ESP, deren Leistung in der Vergangenheit und den zukünftigen Anforderungen an die Leistungsfähigkeit kann eine geeignete Herangehensweise zur Aufrüstung der vorhandenen Anlage festgelegt werden.

Die Schwarzlaugenzusammensetzung kann die Leistungsfähigkeit der ESP ebenfalls verändern. Der Staub haftet unter Umständen stärker an der Niederschlagsplatte an. Zur Reinigung der Elektroden kann dann eine Anpassung des Klopfvorgangs erforderlich sein. Moderne Regelungssysteme können dies feststellen und den Klopfvorgang so anpassen, dass eine optimale Leistung gewährleistet ist. Auch die elektrische Eingangsleistung wird an eine derartig veränderte Situation angepasst.

Die Größe und der Stromverbrauch von Elektrofiltern steigen exponentiell mit sinkendem Staubgehalt des gereinigten Gases. Der optimale Betrieb eines Elektrofilters hängt von den definierten Rohgasbedingungen, wie Temperatur und Feuchtigkeit, ab. Die Lebensspanne eines ESP kann mehrere Jahrzehnte betragen, sofern alle empfohlenen Wartungsmaßnahmen ordnungsgemäß ausgeführt werden. Einige Teile, wie Hämmer und Lager, müssen nach einigen Jahren in Betrieb im Rahmen der routinemäßigen Wartung regelmäßig ausgetauscht werden.

Die Leistung eines Elektrofilters wird oft durch die Staubzusammensetzung, die Gasstromverteilung und die Gasmenge, das Vorbeiströmen des Gases an den Sprüh-/Niederschlagssystemen, eine mangelhafte Konzipierung des Klopfsystems, einen Mangel an fortschrittlichen Stromversorgungen und -regelungen und allgemein einer schlechten Wartung des ESP im Laufe der Zeit beeinträchtigt. Um die bestmögliche Leistung zu erzielen, muss das Innere des Elektrofilters sauber gehalten, ordnungsgemäß ausgerichtet und mit modernsten Regelungssystemen mit Strom versorgt werden. Regelmäßige Überprüfungen und planmäßige Wartungen des Inneren des Elektrofilters gewährleisten einen zuverlässigen Betrieb.

Die Überwachung der Eingangsleistung in jeder Zone des ESP und das Reagieren auf große Schwankungen tragen zur einwandfreien Funktionsweise des Geräts bei: die Staubabscheideleistung des ESP ist am höchsten, wenn die Aufladung der Staubpartikel optimiert ist und die Transformatorgleichrichter, die verwendet werden, um den Wechselstrom der Anlage in Hochspannungsgleichstrom umzuwandeln, bei Spitzenwerten betrieben werden. Für die bestmögliche Staubabscheidung ist eine sorgfältige Überwachung der Sekundärspannung (kV), des Stroms (mA) und der Überschlüge pro Minute (Überschlagsrate) jedes Transformatorgleichrichters sowie das Reagieren auf Schwankungen durch den Kesselbetrieb erforderlich. Höhere Sekundärstrompegel und weniger Überschlüge sind Hauptfaktoren für die Maximierung der ESP-Abscheideleistung. Für die Gesamtleistung von Elektrofiltern ist es wichtig, Abschaltungen aufgrund zu hoher CO-Werte zu vermeiden.

Aufgrund ihrer hohen Leistung, des geringen Druckverlustes, der hohen Verfügbarkeit und Energieeffizienz haben sich Elektrofilter erfolgreich als Standard für die Staubabscheidung aus Abgasen von Ablaugekesseln etabliert. Die größten Nachteile von Elektrofiltern bestehen in ihrer verringerten Leistungsfähigkeit bei Vorhandensein einer Isolationsschicht und die mögliche Ansammlung von Material auf den Niederschlagsplatten.

Die Anwendung von Schlauchfiltern für Ablaugekessel wurde nicht berichtet. Die Art der Staub- und Rauchgaszusammensetzung aus Ablaugekesseln ist nicht sehr gut für die in Gewebefiltern verwendeten Schlauchmaterialien geeignet. Die Gastemperatur und der Feuchtigkeitsgehalt sind höher als dies für die meisten Filterschläuche zulässig ist. Der Staub hat eine geringe Partikelgröße und ist oft sehr klebrig. Staub mit dieser Art von Zusammensetzung wäre sehr schwierig aus den Schläuchen zu reinigen, wobei ein sehr hoher Druckverlust im Filter entstehen würde. Betriebsstörungen des Kessels könnten außerdem zu Schäden am Schlauch führen, die für die Reparatur eine Stilllegung erforderlich machen würden.

Medienübergreifende Auswirkungen

Der Stromverbrauch steigt mit wachsender Reinigungsleistung. Elektrofilter werden basierend auf dem Gasvolumenstrom und dem Grad der erforderlichen Reinigungsleistung konzipiert. Die Verwendung von Hochfrequenzstromversorgungen und fortschrittlichen Reglern für konventionelle Transformatorgleichrichter (T/R) trägt dazu bei, den Energieverbrauch so niedrig wie möglich zu halten. Der Strom für den Transformatorgleichrichter ist der größte Energieposten des ESP. Es gibt jedoch noch andere Elemente wie z. B. das Klopfsystem, das Staubentfernungssystem, die Heiz- und Gebläseelemente der Stützisolatoren etc., die ebenfalls Energie verbrauchen. Je höher die erforderliche Reinigungsleistung pro Volumeneinheit des Gasstroms, umso höher ist der Stromverbrauch des Elektrofilters. Der abgeschiedene Staub wird vollständig im Prozess wiederverwendet.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Allgemein anwendbar, sofern ausreichend Platz vorhanden ist.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Kosten für die verschiedenen Veränderungen werden von der Größe und Komplexität der bestehenden Systeme bestimmt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Gesetzliche Anforderungen, Arbeitsschutzanforderungen, lokale Bedingungen.

Anlagenbeispiele

Siehe Abbildung 3.67 und Abbildung 3.70.

Referenzliteratur

[33, COM 2011], [229, Stubenvoll et al. 2007], [198, Porle 2005], [199, Herrlander 2010].

3.3.19.2 Elektrofilter gefolgt von Nasswäschern

Die in Abschnitt 3.3.17.2 beschriebene Technik verringert gleichzeitig die Partikel- und die Schwefelemissionen (SO₂, TRS).

Beschreibung

Nach der Entstaubung des Rauchgases mittels Elektrofilter (siehe Abschnitt 3.3.19.1), wird das Abgas entweder über ein Sauggebläse direkt in den Schornstein transportiert oder mit einem ein- oder zweistufigen Nasswäscher weiter gereinigt. Nach den Elektrofiltern werden die Gasströme zusammengeführt und durch Einspritzen von Frischwasser gekühlt, so dass der Taupunkt erreicht wird. Als Waschflüssigkeit zur Gasreinigung wird normalerweise Na(OH) verwendet. Die Abscheideleistung des Nasswäschers hängt von der Partikelgröße und den Maßen (und somit dem Druckverlust) und der Leistungsfähigkeit des letzten Tropfenfängers ab. Die Dimensionierung des Frischwasserzulaufs und des Tropfenabscheiders sind rein wirtschaftliche Faktoren in Bezug auf den Grundaufbau der Anlage.

Erreichter Umweltnutzen und medienübergreifende Auswirkungen

Siehe Abschnitt 3.3.19.1.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Wirksame Nasswäscher scheiden bis zu 75 % des Staubs nach den ESP ab. Leistungsdaten für ESP und Nasswäscher zur Entstaubung sind vorstehend in Abbildung 3.67 und Abbildung 3.70 dargestellt. Wie abgebildet werden mit beiden Systemen, d. h. nur ESP sowie ESP gefolgt von Nasswäschern, niedrige Staubemissionen erreicht. Die Wäscher werden normalerweise nicht zur Entstaubung eingesetzt, sondern um die Schwefelemissionen zu verringern. Die Verringerung von Staub ist nur eine positive Nebenwirkung.

Moderne Elektrofilter (ESP) erzielen auch allein eine hohe Entstaubungsleistung. Ältere Systeme verwenden oft zweistufige Entstaubungsanlagen (Elektrofilter und Nasswäscher). Wenn die Elektrofilter nicht ausreichend dimensioniert sind und sorgfältig gewartet werden, können die Staubemissionen beim alleinigen Betrieb von ESP trotzdem relative hohe Werte erreichen. In diesen Fällen kann ein Nasswäscher die Staubemissionen niedrig halten. Einige moderne Ablaugekessel sind ebenfalls mit zweistufigen Entstaubungsanlagen (ESP und Nasswäscher)

ausgestattet, wobei meist Emissionen mit kontinuierlich niedrigem Schwefelgehalt gewährleistet werden sollen, aber auch zum Zweck der Wärmerückgewinnung (bei entsprechender Verwendungsmöglichkeit).

Ein Beispiel für die mit einer zweistufigen Entstaubungsanlage (ESP und Nasswäscher) erreichten Emissionen ist in Abbildung 3.71 dargestellt. Die Staubkonzentrationen im sauberen Gas liegen zwischen 10 mg/Nm^3 und 20 mg/Nm^3 im Tagesmittel (trockenes Gas, 273 K , 5 \% O_2). Die in Abbildung 3.71 dargestellten Daten stammen aus den internen On-line-Messdaten des Unternehmens. Der Wäscher in diesem Beispiel nutzt normalerweise nur Wasser als Waschflüssigkeit; wenn jedoch der pH-Wert des Wassers auf <7 sinkt (d. h. die SO_2 -Emissionen im Schornstein würden steigen), wird NaOH zur Waschflüssigkeit zugegeben. Der Ablaugekessel aus Abbildung 3.71 läuft 13 \% über seiner Kapazität, was zu einem höheren Rauchgasvolumenstrom führt. Eine höhere Gasdurchflussrate führt zu einer Erhöhung der Staubemissionen nach dem ESP und dem Tropfenabscheider nach dem Wäscher. Bei der projektierten Kapazität lagen die Staubemissionen dieser Fabrik unter 15 mg/Nm^3 im Tagesmittel.

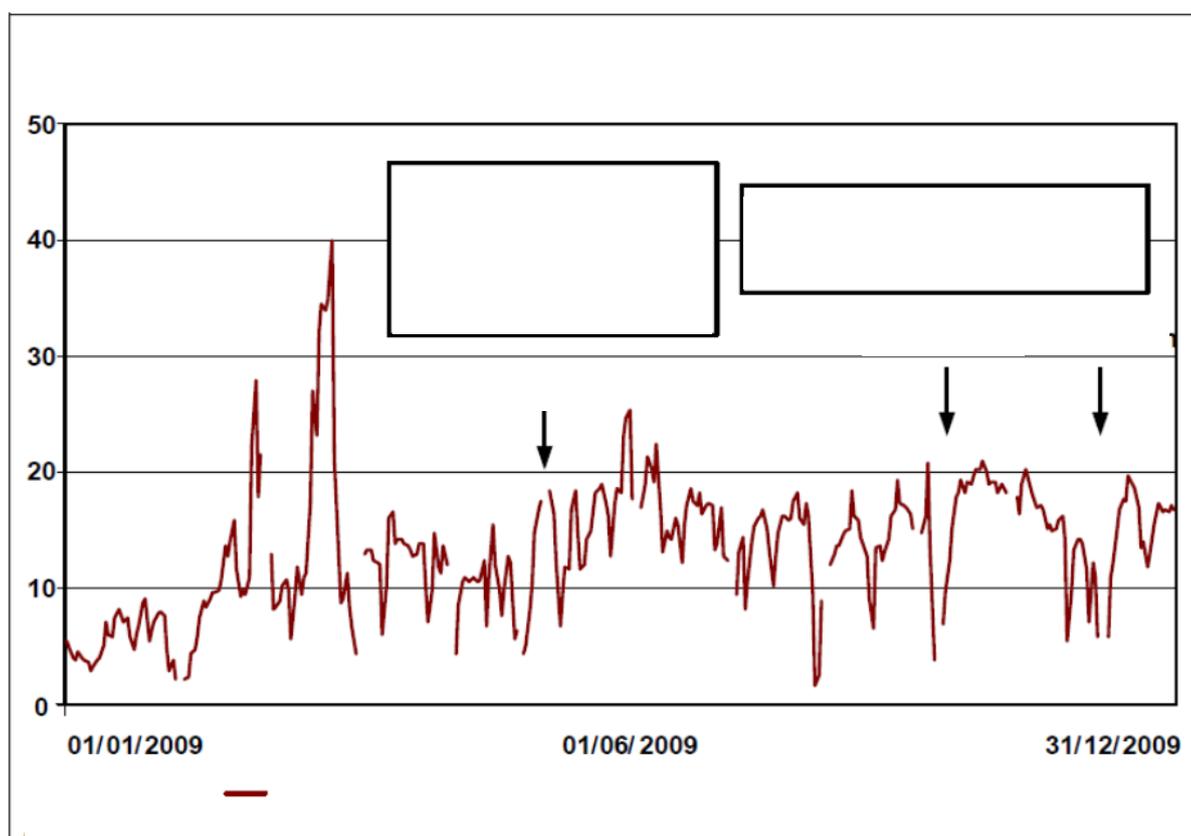


Abbildung 3.71: Kontinuierlich gemessene Tagesmittelwerte für Staubemissionen nach den ESP vom Ablaugekessel einer Sulfatzellstofffabrik

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Das zweistufige Entstaubungssystem (ESP und Nasswäscher) kann sowohl in neuen als auch in bestehenden Fabriken angewendet werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Gesetzliche Anforderungen, Arbeitsschutzanforderungen, lokale Bedingungen. Der Hauptgrund für die Verwendung eines Wäschers im Schwarzlaugenkessel ist nicht die Verringerung der Partikelemissionen dieser Quelle, sondern die Verminderung der SO_2 -Emissionen (siehe

Abschnitt 3.3.17.2), wenn interne Maßnahmen wie eine Erhöhung des Trockensubstanzgehalts nicht angewendet werden können.

Anlagenbeispiele

Siehe Abbildung 3.67 und Abbildung 3.70.

Referenzliteratur

[172, A.Schweizer 2010], [229, Stubenvoll et al. 2007].

3.3.20 Reduzierung von Schwefelemissionen (SO₂ und TRS) aus dem Kalkofen

3.3.20.1 Brennstoffauswahl und Kontrolle des überschüssigen Sauerstoffgehaltes

Beschreibung

SO₂-Emissionen können vermieden oder verringert werden, indem entweder Brennstoffe mit einem niedrigen Schwefelgehalt verwendet werden oder indem, bei der Verbrennung von nicht kondensierbaren geruchsbelasteten Gasen (NCG) im Kalkofen, schwefelhaltige Gase vor der Verbrennung im Kalkofen ausgewaschen werden (siehe Abschnitt 3.3.22.2).

SO₂ wird aufgrund des im Brennstoff und den konzentrierten NCG enthaltenen Schwefels bei deren Verbrennung gebildet. Der Anteil des Schwefels, der mit dem Kalkschlamm in den Kalkofen gelangt ist nur geringfügig, kann aber in einigen Fällen zu erhöhten TRS-Emissionen führen (siehe Abschnitt 3.3.20.2). CaCO₃ aus dem Kalkschlamm kann kleine Mengen SO₂ absorbieren, aber sein Absorptionsvermögen ist sehr beschränkt. Zusätzlich kann eine begrenzte Menge Schwefel im Kalkofen durch gasförmiges Natrium absorbiert werden, das durch die Eindampfung des verbleibenden wasserlöslichen Alkalis entsteht, das der dem Ofen zugeführte gewaschene und entwässerte Kalkschlamm noch enthalten kann. Diese schwefelabsorbierenden Alkaliverbindungen im Kalkschlamm sind Na₂CO₃-Verunreinigungen, die eine geringe Menge SO₂ aufnehmen und Natriumsulfat (Na₂SO₄) bilden.

In fast allen Kalköfen werden Schweröl oder Erdgas verwendet. In einigen Fällen werden Tallöl, trockener Rindenstaub, Sägespäne oder Gas aus dem Rindenvergaser verwendet (weitere Einzelheiten zur Verwendung regenerativer Biobrennstoffe sind in Abschnitt 3.3.23 enthalten). Gebräuchlichere alternative Brennstoffe, die nur als Teil des Hauptbrennstoffs verwendet werden, sind nicht kondensierbare Gase (NCG), Methanol und Terpentin.

Die SO₂-Emissionen sind erheblich höher, wenn nicht kondensierbare Starkgase und/oder methanolhaltige Kondensate ohne Verwendung von Wäschern im Ofen verbrannt werden.

Bei ausreichend dimensionierter und sorgfältig betriebener Kalkschlammwäsche und -filtration, sorgfältig konzipierten Kalkofenbrennern und einer ausreichenden Luftzufuhr für die vollständige Verbrennung (das Vorhandensein eines ausreichenden Luftüberschusses kann durch ein Restsauerstoffregelungssystem gewährleistet werden) werden die TRS-Emissionen aus dem Ofen dadurch nicht erhöht.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerte Schwefelemissionen.

Umweltleistung und Betriebsdaten

In Abbildung 3.72 (angegeben als Konzentrationen) und Abbildung 3.73 (angegeben als Emissionsfrachten) sind die erzielten SO₂- und TRS-Emissionen von Kalköfen europäischer

Sulfatzellstofffabriken zusammengefasst. Einige Fabriken haben nur die Emissionsfrachten und keine Konzentrationswerte angegeben, andere Fabriken messen H₂S anstelle von TRS, da die TRS-Emissionen von Kalköfen hauptsächlich aus Schwefelwasserstoff bestehen. Aufgrund der Unterschiede in Bezug auf den Rauchgasvolumenstrom, korreliert die SO₂-Konzentration nicht immer mit den entsprechenden SO₂-Emissionsfrachten. In Abbildung 3.72 sind die SO₂-Emissionen (linke y-Achse) und die TRS-Emissionen (rechte y-Achse) als Jahresmittelwerte der Konzentration (bei 6 % O₂) dargestellt. Die verwendeten Brennstoffe (Öl, Gas, CNCG, Biomasse) sowie die Verwendung von Wäschern sind angegeben.

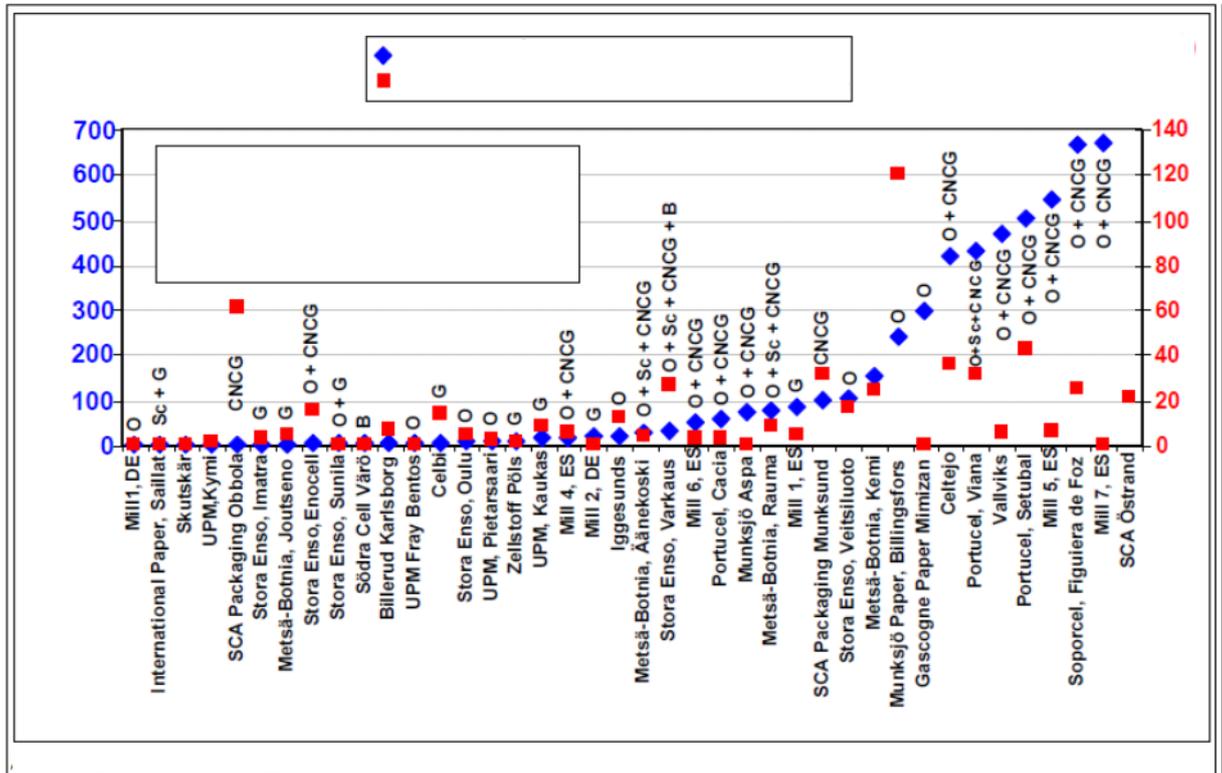


Abbildung 3.72: TRS- und SO₂-Emissionskonzentrationen von Kalköfen, die mit unterschiedlichen Brennstoffen befeuert werden

3.2.2.11

TRS-Emissionen (H₂S)

Abgase aus dem Kalkofen können durch unvollständiges Waschen des Kalkschlammes geringe Mengen Schwefelwasserstoff enthalten. Außerdem verbrennen viele Fabriken geruchsbelastete Starkgase in Kalköfen, wodurch gesamte reduzierte Schwefelverbindungen (TRS) in den Ofen eingetragen werden. TRS-Emissionen von Kalköfen liegen normalerweise zwischen fast Null und unter 20 mg TRS (als S)/Nm³ (bei 6 % O₂). Die entsprechende Emissionsfracht reicht von von fast Null bis zu <0,02 kg TRS-S/Tonne lutro (siehe Abbildung 3.73).

SO₂-Emissionen

Die SO₂-Emissionen aus dem Kalkofen hängen von der Brennstoffauswahl, davon ob CNCG verbrannt werden und ob Nasswäscher eingesetzt werden, ab (siehe Abschnitt 3.3.20.3). Die in Abbildung 3.72 und Abbildung 3.73 dargestellten Daten sind in Tabelle 3.26 zusammengefasst, die die erzielten SO₂-Emissionen von Kalköfen für verschiedene Brennstoffe mit bzw. ohne Verwendung von Wäschern zeigt.

Tabelle 3.26: SO₂-Emissionen von Kalköfen für verschiedene Brennstoffe mit bzw. ohne Wäscher

Verwendeter Hauptbrennstoff, Verbrennung von CNCG	Erzielte SO ₂ -Emissionen, als Jahresmittelwerte
---	---

Ölbefuerung ohne nicht kondensierbare Gase	5 – 50 <0,02	mg SO ₂ /Nm ³ (bei 6 % O ₂) kg SO ₂ -S/Tonne lutro
Ölbefuerung mit nicht kondensierbaren Gasen (normalerweise mit Verwendung von alkalischem Erdgas, Holzgas oder andere Biomasse)	100 0,05	mg SO ₂ /Nm ³ (bei 6 % O ₂) kg SO ₂ -S/Tonne lutro
(Gasbefuerung in Kombination mit CNCG nicht angegeben)	1 – 20	mg SO ₂ /Nm ³ (bei 6 % O ₂)

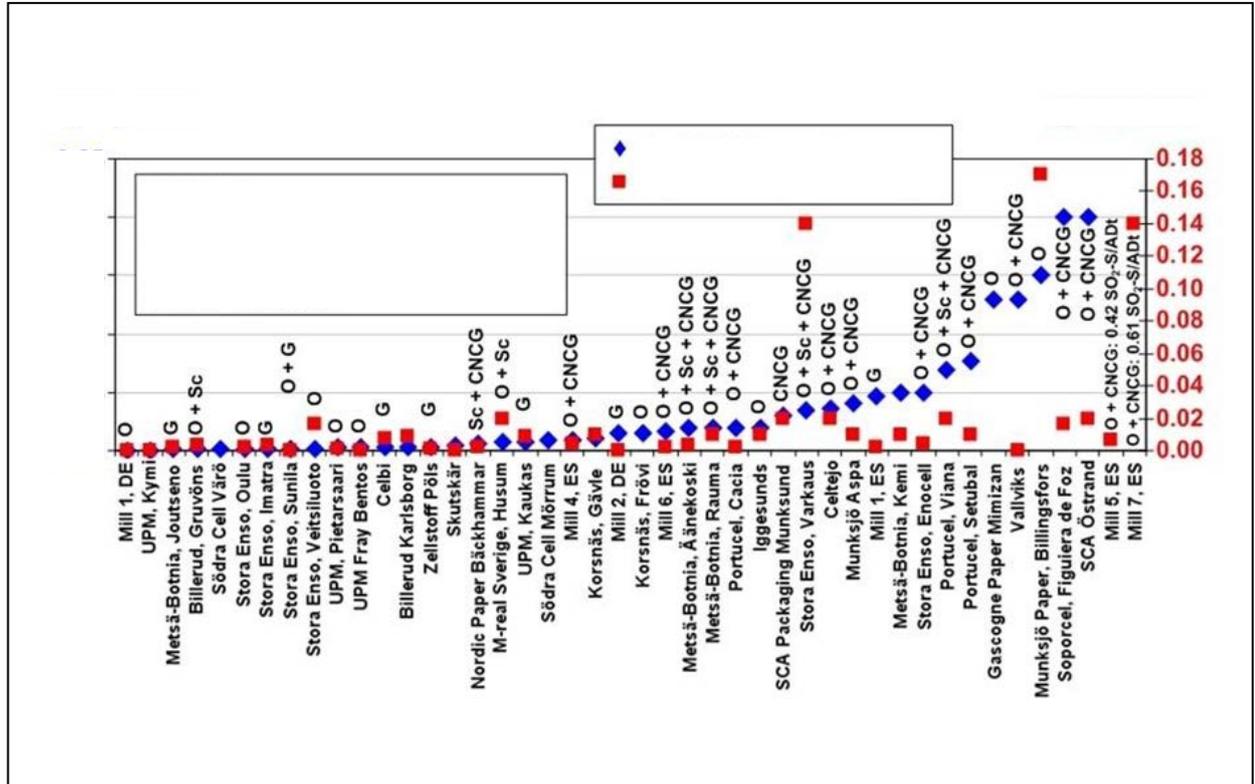


Abbildung 3.73: SO₂- und TRS-Emissionsfrachten von Kalköfen, die mit unterschiedlichen Brennstoffen befeuert werden

In Abbildung 3.74 und Abbildung 3.75 sind die angegebenen kurzfristigen SO₂- und TRS-Emissionen dargestellt.

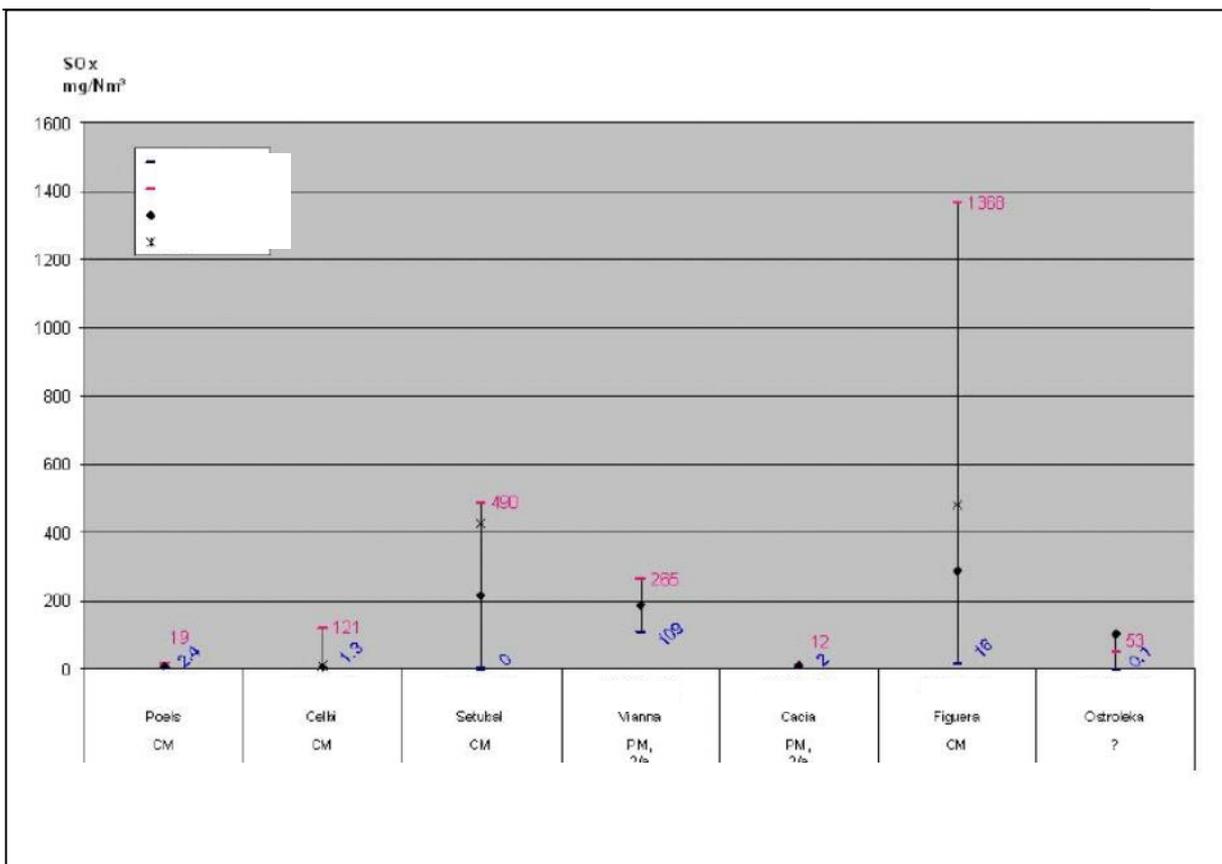


Abbildung 3.74: SO₂-Emissionen von Kalköfen als kurzfristige Mittelwerte

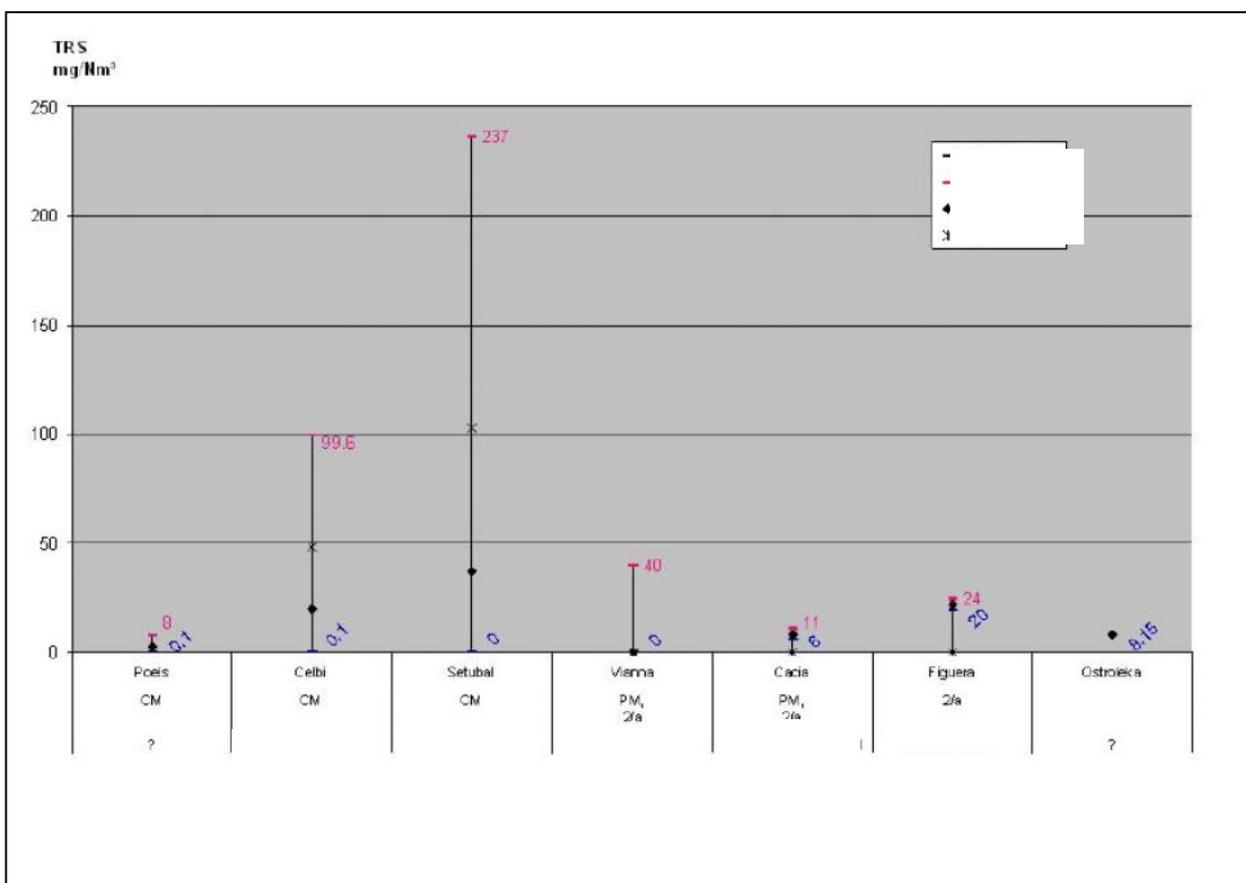


Abbildung 3.75: TRS-Emissionen von Kalköfen als kurzfristige Mittelwerte

Medienübergreifende Auswirkungen

Die Brennstoffauswahl kann Auswirkungen auf die NO_x-Emissionen haben; gas- und biomassebefeuerte Kalköfen erzeugen oft höhere NO_x-Emissionen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Allgemein anwendbar.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Gesetzliche Anforderungen.

Anlagenbeispiele

Siehe Abbildung 3.72 und Abbildung 3.73.

Referenzliteratur

[33, COM 2011]

3.3.20.2 Installation einer verbesserten Kalkschlammwäsche und -filtration bei der Kaustifizierung**Beschreibung**

Die Bildung von H₂S im Kalkofen kann durch den Sauerstoffgehalt und die Menge des verbleibenden Natriumsulfids (Na₂S) im Kalkschlamm, der in die Kaltrocknungs- und Heizstrecken des Kalkofens transportiert wird, gemindert werden.

Durch eine wirksame Kalkschlammwäsche und -filtration wird die Konzentration von Na₂S im Kalkschlamm verringert und dadurch die Bildung von Schwefelwasserstoff, der während des Rückbrennprozesses in den Kalkofen gelangt, vermindert. Ein unzureichender Trockensubstanzgehalt sowie eine unzureichende Reinheit des Kalkschlammes kann ebenfalls zur Bildung von H₂S beitragen. Mit modernen LMD-Filtern kann ein TRS-Gehalt von 10 ppm problemlos erreicht werden. Vakuumfilter werden hauptsächlich für die Kalkschlammwäsche verwendet.

Kalk (CaO) wird für die Kaustifizierung der Grünlaug (Na₂S + Na₂CO₃) zu Weißlaug (Na₂S + NaOH) eingesetzt. Dabei wird nach der Kaustifizierung Kalkschlamm (CaCO₃) gebildet. Normalerweise wird der Kalkschlamm in einem Kalkofen recycelt, in dem der Kalkschlamm rückgebrannt und neuer Kalk erzeugt wird. Bevor der Kalk dem Ofen zugeführt wird, muss er gewaschen werden, um das restliche Natriumhydroxid, Natriumsulfid oder andere Natriumsalze zu entfernen.

Für die Kalkschlammwäsche werden gewöhnlich Filterpressen verwendet. Die vorherrschende Technik ist die einstufige Kalkschlammwäsche in Druckfiltern.

Mit verbesserter Kalkschlammwäsche und -filtration (LMD-Filter) in modernen Filtern kann der Restgehalt an Weißlaug im Schlamm von 100 mg/l auf 0 – 30 mg/l reduziert werden. Der Trockengehalt des Kalkschlammes kann auf 70 – 80 % erhöht werden. Zusätzlich zu den erzielten Energieeinsparungen wird der Betrieb des Ofens stabiler. Der LMD-Filter hält den Restnatriumgehalt im Kalkschlamm auf einem niedrigen Niveau, wodurch auch Prozessstörungen wie die Ringbildung verhindert werden.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung der emittierten reduzierten Schwefelverbindungen.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die verbesserte Kalkschlammwäsche ist in europäischen Zellstofffabriken gängige Praxis. Die Überwachung des Restnatriumgehalts (NaOH) ist erforderlich, um das Zusetzen des Kalkofens zu vermeiden. Es wurden keine spezifischen Daten zur Wirksamkeit dieser Maßnahme zur Verfügung gestellt.

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine signifikanten Auswirkungen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Allgemein anwendbar.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Es sind üblicherweise Investitionen in Höhe von 1 – 1,5 Millionen Euro erforderlich.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Verringerung von H₂S (TRS) und Gerüchen aus den Rauchgasen des Kalkofens.

Anlagenbeispiele

Viele Anlagen in Europa.

Referenzliteratur

[131, SEPA report 1997].

3.3.20.3 Verwendung eines alkalischen Rauchgaswäschers**Beschreibung**

Wenn nicht kondensierbare Starkgase (CNCG) im Kalkofen verbrannt werden, können die enthaltenen Schwefelverbindungen vor ihrer Verbrennung im Kalkofen durch die Verwendung alkalischer Nasswäscher verringert werden. Ein kleiner interner NaOH-Wäscher für den Strom geruchsbelasteter Gase (d. h. nicht für den gesamten Rauchgasstrom) verringert den Gehalt an H₂S fast vollständig und den Gehalt an Methylmercaptan um 70 - 90 %, während die Reinigungsrate für Methylsulfide niedriger ist. Ein alkalischer Wäscher in ein oder zwei Washstufen kann wirksam SO₂ aus dem Abgas des Kalkofens entfernen. Die Zustrommenge an SO₂ bestimmt die Anzahl der Spritzdüsen im Wäscher und die eingesetzte Alkalimenge. Die SO₂-Reinigungsleistung von alkalischen Nasswäschern liegt bei >90 %.

Ob Wäscher erforderlich sind oder nicht, hängt vom Schwefelgehalt des Brennstoffs ab und davon ob dem Ofen CNCG oder methanolhaltiges Kondensat zugeführt werden.

Weitere Informationen zur Betriebsweise von Wäschern sind in Abschnitt 3.3.17.2 enthalten.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerte Schwefelemissionen.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Um die TRS-Emissionen des Kalkofens zu verringern, sind einige Anlagen mit Rauchgaswäschern ausgestattet (sowie zur Wärmerückgewinnung). Durch die Verwendung von

Wäschern sind SO₂-Emissionen von 25 – 100 mg/Nm³ (6 % O₂) im Jahresmittel erreichbar. Echte Daten von fünf Fabriken, die Wäscher für den Kalkofen einsetzen sind in Abbildung 3.72 und Abbildung 3.73 oben enthalten. Die Verwendung von Nasswäschern ist jedoch nicht unbedingt erforderlich, um die gleichen TRS-Emissionswerte zu erzielen, die auch durch die Anwendung anderer Techniken erreicht werden.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es treten keine signifikanten negativen medienübergreifenden Auswirkungen auf. Nasswäscher verringern gleichzeitig die SO₂-Emissionen und die Staubemissionen (siehe Abbildung 3.84 in Abschnitt 3.3.22.2).

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Allgemein anwendbar in Kalköfen, die CNCG oder Heizöl mit sehr hohem Schwefelgehalt verbrennen.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Gesetzliche Anforderungen.

Anlagenbeispiele

IP Saillat; MB Äänekoski; SE Varkaus; MB Rauma; Portucel, Viana.

Referenzliteratur

[33, COM 2011]

3.3.21 Reduzierung der NO_x-Emissionen des Kalkofens

Bei den meisten Kalköfen in Sulfatzellstofffabriken handelt es sich um Drehrohröfen mit Vorwärmer, die mit einem Calciumcarbonatschlamm mit einem Wassergehalt von 30 % gespeist werden. Die Öfen in Sulfatzellstofffabriken ähneln Standarddrehrohröfen zur Rückgewinnung von Kalk. Daher kann auf das Merkblatt über die Besten Verfügbaren Techniken in der Zement-, Kalk- und Magnesiumoxidindustrie [272, COM 2013] verwiesen werden, in dem die Kalkherstellung und Umweltschutzmaßnahmen für Standardkalköfen detailliert beschrieben sind.

In diesem Abschnitt werden die Maßnahmen erörtert, die speziell Kalköfen zum Rückbrennen, die in Sulfatzellstofffabriken verwendet werden, betreffen.

3.3.21.1 Brennstoffauswahl, optimierte Verbrennung und Steuerung des Ofenbetriebs

Beschreibung

Ein integriertes Kaustifizierungssystem umfasst die Koordinierung der Kalkschlammwäsche und -filtration (siehe Abschnitt 3.3.20.2), die Brennstoffauswahl, die Entscheidung, an welcher Stelle, die nicht kondensierbaren Gase verbrannt werden (siehe Abschnitt 3.3.16.2) und die Steuerung des Ofenbetriebs zur Prozessstabilisierung, zum Erreichen einer gleichmäßigen Kalkqualität sowie niedriger Gesamtemissionen in die Luft.

I. Brennstoffauswahl

Die Brennstoffauswahl hat eine signifikante Wirkung auf die Emissionen des Kalkofens. Die Verbrennung von Öl in einem Kalkofen führt zu niedrigeren NO_x-Emissionen als die

Verbrennung von Erdgas, obwohl Öl beträchtliche Mengen organischen Stickstoffs enthält, die in Erdgas nicht vorhanden sind. Dies liegt an den höheren Temperaturen der Erdgasflamme, die die Bildung einer größeren Menge thermischen Stickoxids als die Verbrennung von Öl verursacht. Die Befeuerung des Kalkofens mit Sägespänen, Holzstaub oder mit durch die Vergasung von Biomasse (Rinde) erhaltenen Gasen erhöht die NO_x-Emissionen ebenfalls.

In den meisten Fällen führt die Verbrennung übelriechender Gase in einem Kalkofen zu einer wesentlichen Erhöhung der NO-Werte, da die übelriechenden Gase zusätzlichen Stickstoff in den Ofen eintragen. Die Entwicklung einer Technologie mit niedrigen NO_x-Emissionen für die Verbrennung im Kalkofen, wenn sowohl übelriechende Gase als auch der Hauptbrennstoff vorhanden sind, macht zusätzliche Investitionen erforderlich und zum Zeitpunkt der Verfassung dieses Dokuments (2013) steht keine zuverlässige technische Lösung zur Verfügung.

II. Optimieren der Kalkverbrennung und Regelung des Ofenbetriebs

Durch die Optimierung des Ofenbetriebs und/oder Homogenisierung der Brennstoff- und Rohstoffzufuhr können die NO_x-Emissionen gesenkt werden. Die wesentlichen Parameter für die Optimierung der Prozesssteuerung in einem Kalkofen, die hauptsächlich eine bessere und stabilere Kalkqualität und Energieeinsparungen zur Folge haben und eine positive Wirkung auf die NO_x-Emissionen ausüben können, lauten wie folgt:

- Gute Vermischung von Brennstoff und Luft;
- Luftstufung (verringerte Sauerstoffzufuhr in der Primärreaktionszone, dann Erhöhung der Sauerstoffzufuhr);
- Regelung der Überschussluft;
- Optimierte Sekundärlufttemperatur;
- Flammenform und -position und Temperaturprofil;
- Volumenstromregulierung für den Kalkschlamm;
- Ofengeschwindigkeit, Brennstoffdurchsatz und Einspeiserate.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung der Emissionen und Energieverbrauch.

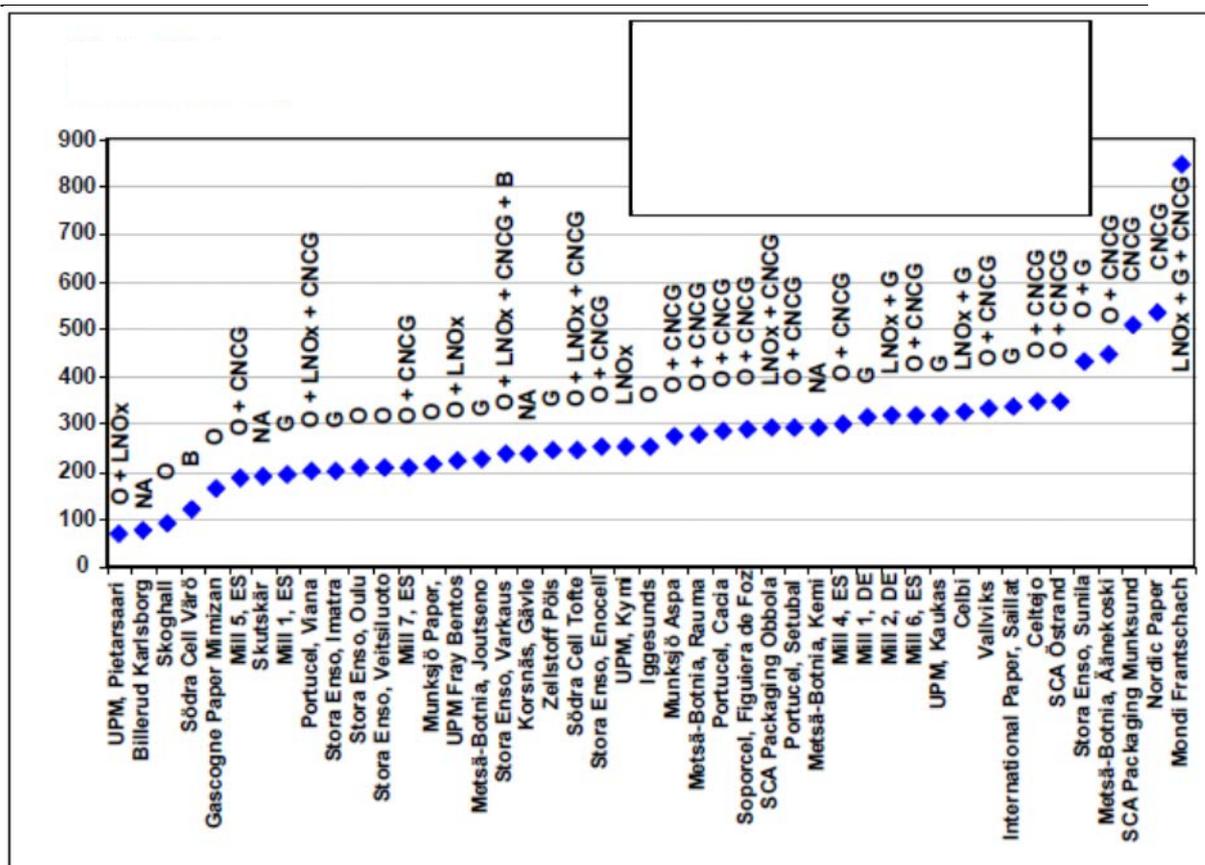


Abbildung 3.76 Konzentrationswerte der NO_x- Emissionen von Kalköfen für verschiedene Brennstoffe

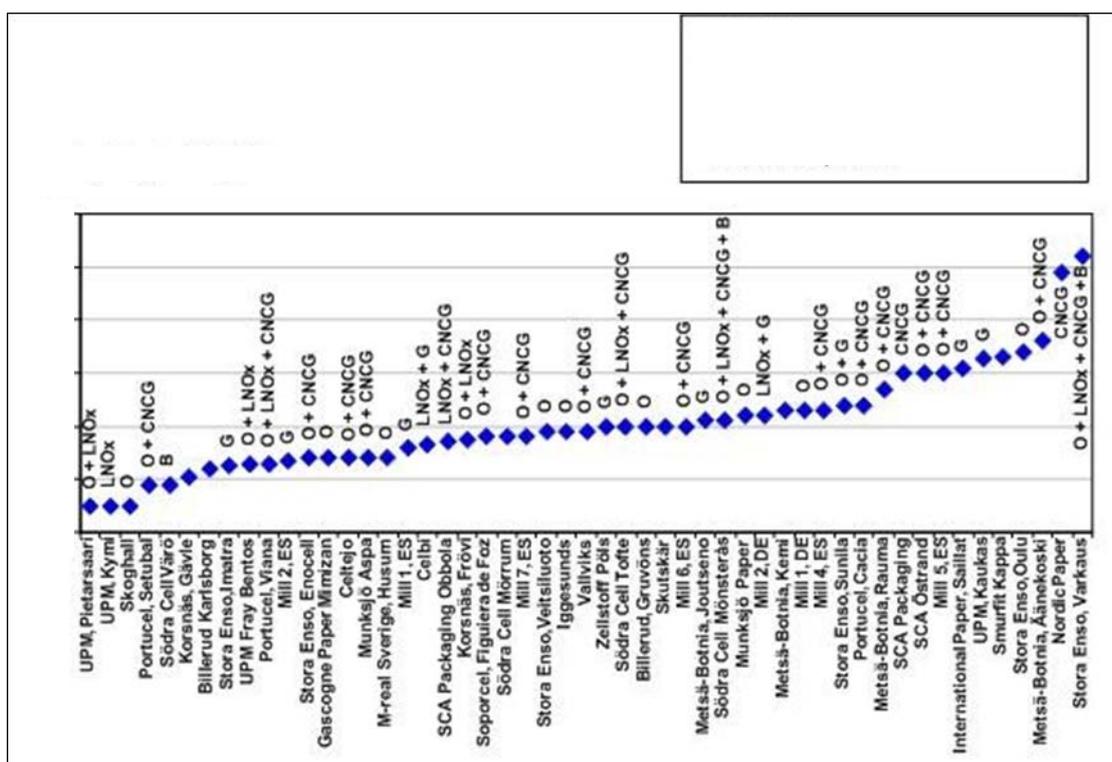


Abbildung 3.77: NO_x-Emissionsfrachten von Kalköfen für verschiedene Brennstoffe

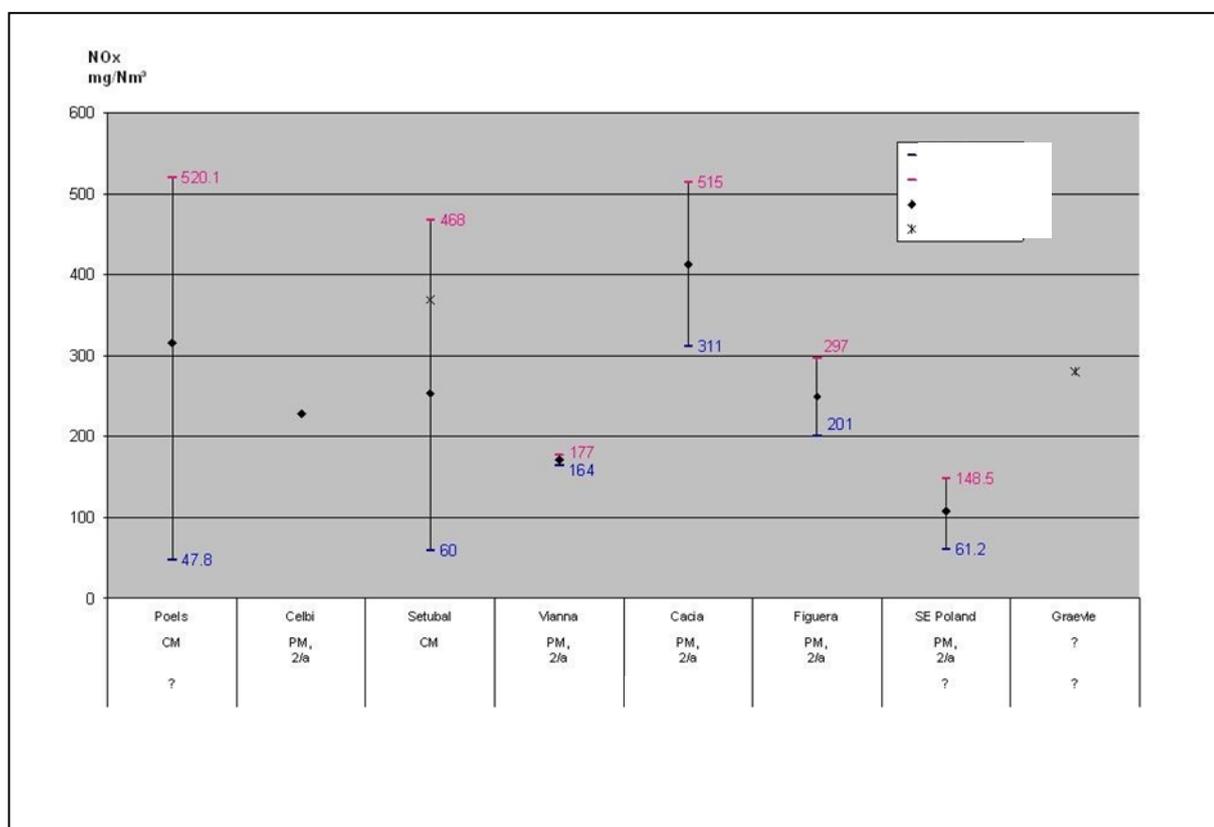
In Tabelle 3.27 sind NO_x-Emissionen, die mit Primärmaßnahmen in Kalköfen mit und ohne Brenner mit niedrigen NO_x-Emissionen erzielt werden, zusammengefasst. In der Tabelle werden die erzielten NO_x-Emissionen gemäß den hauptsächlichen Brennstoffarten unterschieden.

Tabelle 3.27: NO_x-Emissionen der Kalköfen zum Rückbrennen

Verwendeter Hauptbrennstoff, Verbrennung von CNCG	Stickoxide (als NO ₂) als Jahresmittelwert
Ölbefuerung (ohne CNCG oder kondensathaltiges Methanol)	100 – 200 mg NO _x (als NO ₂)/Nm ³ (bei 6 % O ₂) 0,05 – 0,2 kg/Tonne lutro
Ölbefuerung (mit CNCG oder kondensathaltigem Methanol)	100 – 300 mg NO _x (als NO ₂)/Nm ³ (bei 6 % O ₂) 0,1 – 0,3 kg/Tonne lutro
Gasbefuerung (ohne NCG oder kondensathaltiges Methanol)	200 – 350 mg NO _x (als NO ₂)/Nm ³ (bei 6 % O ₂) 0,15 – 0,3 kg/Tonne lutro

Für Kalköfen, die wesentlich höhere NO_x-Emissionen aufweisen, können Sekundärmaßnahmen wie die SNCR in Betracht gezogen werden. Erfahrungen mit der SNCR wurden bei einzelnen Kalköfen in der kalkproduzierenden Industrie gewonnen [272, COM 2013]. Bei Kalköfen zum Rückbrennen, die in der Zellstoff- und Papierindustrie betrieben werden, wird die SNCR jedoch noch nicht angewendet. Laut einem großen Lieferanten von Kalköfen (vertrauliche Daten), ist die SNCR auch eine zuverlässige technische Option für Zellstofffabriken.

In Abbildung 3.78 und Abbildung 3.79 sind die angegebenen kurzfristigen NO_x- und CO-Emissionen dargestellt.

Abbildung 3.78:: NO_x-Emissionen von Kalköfen als kurzfristige Mittelwerte

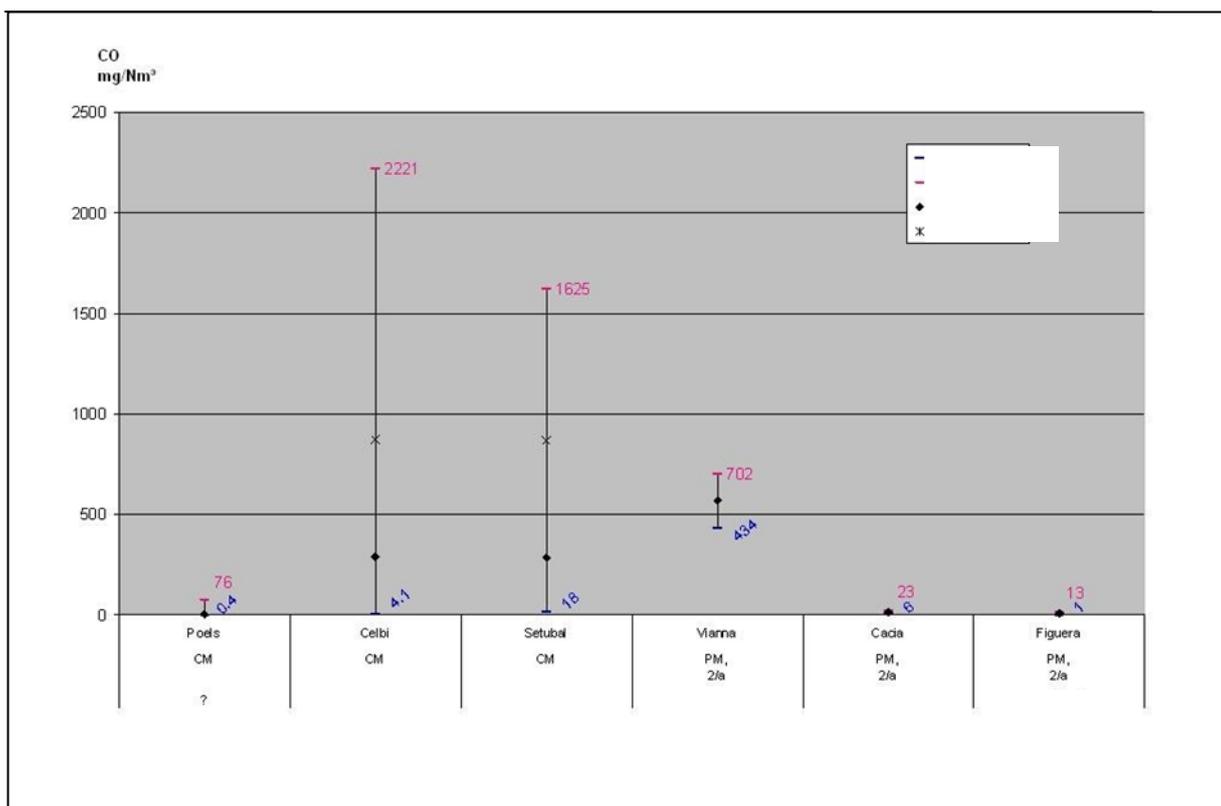


Abbildung 3.79: CO-Emissionen von Kalköfen als kurzfristige Mittelwerte

Medienübergreifende Auswirkungen

In einigen Sulfatzellstofffabriken wurden erfolgreich Steuerungen zur Kalkofenoptimierung eingeführt. Diese Steuerungen haben eine Betriebsstabilität erreicht, die zu stabileren und niedrigeren Restcarbonatwerten im Kalk geführt haben. Außerdem wurde der spezifische Energieverbrauch verringert, wodurch auch kostspielige Brennstoffe eingespart werden. Als Nebeneffekt können die Emissionen leichter gesteuert werden, sind stabiler und im Allgemeinen geringer.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Optimierung des Rückbrennprozesses des Kalks und die Steuerung des Ofenbetriebs können in neuen und bestehenden Öfen angewendet werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Optimierung des Feuerungsprozesses geht mit einer erhöhten Kalkqualität und Energieeinsparungen einher.

Wichtiger Grund für die Einführung

Stabilität der Kalkqualität und des Kaustifizierungsprozesses. Die Stabilität trägt zu einer Erhöhung der Kapazität der Kaustifizieranlage bei.

Anlagenbeispiele

Fabrik Stora Enso Veitsiluoto in Kemi, FI.

Referenzliteratur

[225, Hupa 2005], [272, COM 2013].

3.3.21.2 Installation von Brennern mit niedrigen NO_x-Emissionen im Kalkofen

Beschreibung

Die in Dampfkesseln und Kraftwerken verwendete Technologie, bei der Brenner mit niedrigen NO_x-Emissionen zum Einsatz kommen, findet auch beim Rückbrennen von Kalk Anwendung. Brenner mit niedrigen NO_x-Emissionen ermöglichen eine Verringerung der Flammentemperatur und somit des thermischen und (zu einem gewissen Grad) des brennstoffbedingten NO_x. Die Verringerung der NO_x-Emissionen wird durch eine Luftzufuhr erreicht, die die Flammentemperatur senkt.

Die über einen Brenner in den Ofen eintretende Verbrennungsluft, die „Primärluft“, wird in zwei Ströme geteilt. Beide Ströme sind für die Flammenform und deren Stabilität notwendig.

Brenner mit niedrigen NO_x-Emissionen sind so konzipiert, dass sie den Primärluftanteil verringern, was zu einer geringeren NO_x-Bildung führt, wohingegen Mehrkanalbrenner mit einem höheren Primärluftanteil an der Gesamtverbrennungsluft betrieben werden. Der höhere Primärluftanteil führt durch das frühe Mischen von heißer Sekundärluft und Brennstoff zu einer kürzeren und intensiveren Flamme. Dies hat höhere Flammentemperaturen und die Erzeugung höherer Mengen an NO_x zur Folge, die durch die Verwendung von Brennern mit niedrigen NO_x-Emissionen verringert werden können.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung der NO_x-Emissionen.

Umwelleistung und Betriebsdaten

Für die erzielten Emissionen wird auf Abbildung 3.76 und Abbildung 3.77 verwiesen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine Auswirkungen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Brenner mit niedrigen NO_x-Emissionen können sowohl in neuen als auch in bestehenden Öfen verwendet werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Es sind üblicherweise Investitionen in Höhe von 0,5 – 0,8 Millionen Euro erforderlich. Keine größere Erhöhung der Betriebskosten.

Wichtiger Grund für die Einführung

Gesetzliche Anforderungen.

Anlagenbeispiele

UPM Pietarsaari; Portucel Viana; UPM Fray Bentos; SE Varkaus; Södra Tofte; UPM Kymi; SCA Obbola; Celbi, Mondi Frontschach [33, COM 2011].

Referenzliteratur

[33, COM 2011], [65, N.DeMartini et al. 2010], [66, FRBC 2010], [225, Hupa 2005].

3.3.22 Reduzierung der Staubemissionen des Kalkofens

3.3.22.1 Elektrofilter

Beschreibung

Elektrofilter erzeugen ein elektrisches Feld um den Pfad der Partikel im Luftstrom. Die Partikel werden negativ aufgeladen und wandern zu positiv geladenen Niederschlagsplatten, so dass die Staubpartikel aus dem Abgasstrom abgeschieden werden. Die Niederschlagsplatten werden in regelmäßigen Abständen Klopfschlägen oder Vibrationen unterzogen, damit sich das Material lösen und in die darunter befindlichen Sammelbunker fallen kann. Faktoren, die die Leistungsfähigkeit von Elektrofiltern beeinflussen sind die Rauchgasdurchflussrate, die Stärke des elektrischen Feldes, die Leitfähigkeit des Staubs, der Feuchtigkeitsgehalt und die Form und Fläche der Elektroden. Das elektrische Feld kann insbesondere durch eine Materialansammlung nachteilig verringert werden, die eine Isolierschicht auf den Niederschlagsplatten bildet.

Um die Emission von CaO -, Na_2SO_4 - und Na_2CO_3 -Partikeln zu verringern, sind in fast allen Zellstofffabriken Elektrofilter (ESP) installiert. Elektrofilter zeichnen sich durch höhere Entstaubungsleistungen als Wäscher im Alleinbetrieb aus. Einige Fabriken verwenden zusätzlich zu Elektrofiltern noch Nasswäscher (siehe Abschnitt 3.3.22.2).

Elektrofilter erfordern eine regelmäßige Wartung und Überwachung. Überlastung oder ungleichmäßige Belastung können zu einer Verstopfung der Kammern im Elektrofilter führen.

Erreichter Umweltnutzen

Reduzierung von Staubemissionen.

Umweltleistung und Betriebsdaten

In Abbildung 3.80 (angegeben als Jahresmittel der Emissionsfracht) sind die erzielten Staubemissionen von Kalköfen europäischer Sulfatzellstofffabriken zusammengefasst. Einige Fabriken haben nur Emissionsfrachten und keine Konzentrationswerte angegeben. Aufgrund der Unterschiede in Bezug auf den Rauchgasvolumenstrom, korrelieren die Staubkonzentrationen nicht immer mit den entsprechenden spezifischen Staubemissionsfrachten (kg Staub/Tonne luro). Außerdem ist angegeben, ob nur Elektrofilter oder Elektrofilter und Wäscher verwendet werden.

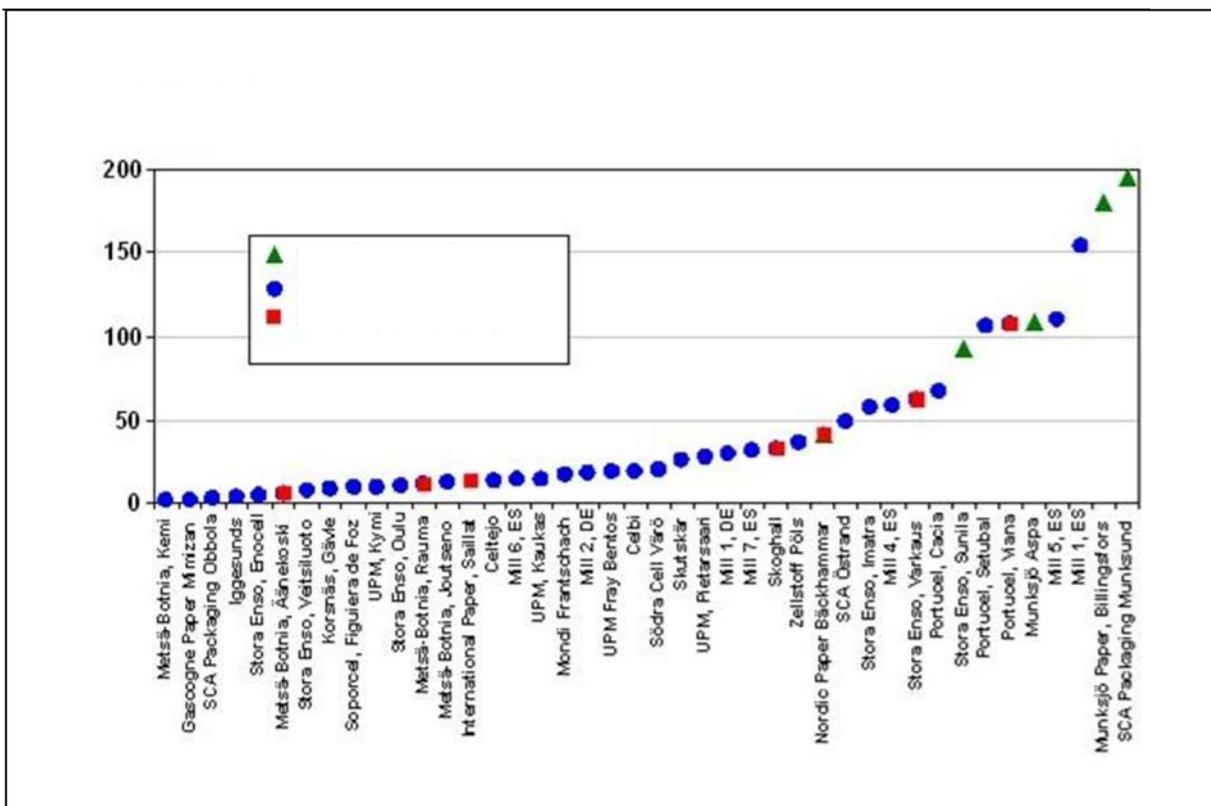


Abbildung 3.80: Konzentrationswerte der Staubemissionen von Kalköfen einschließlich der angewendeten Staubminderungstechnik

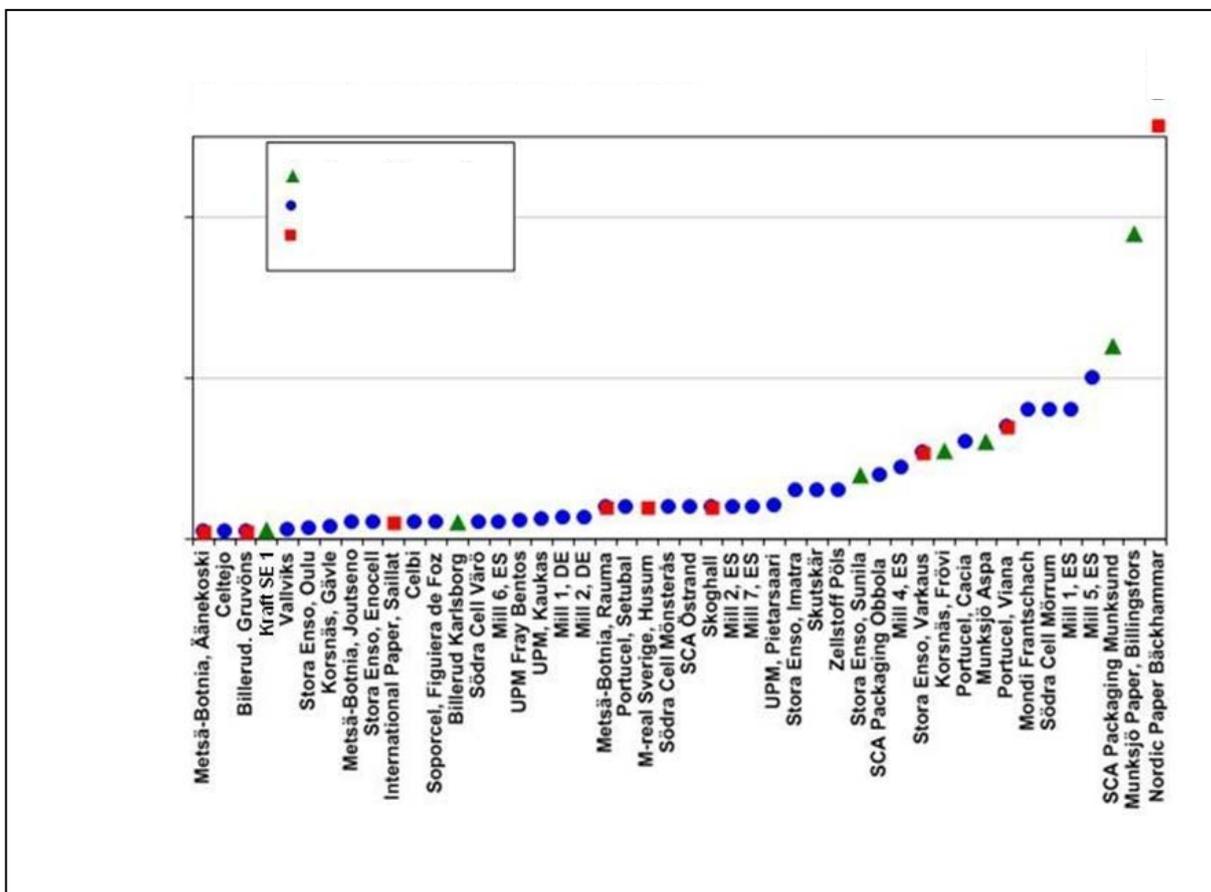


Abbildung 3.81: Staubemissionsfrachten von Kalköfen einschließlich der angewendeten Staubminderungstechnik

Die Abbildungen zeigen, dass mit den Elektrofiltern vieler Fabriken Staubemissionen von Kalköfen zum Rückbrennen zwischen 5 mg/Nm^3 und 25 mg/Nm^3 , ermittelt als Jahresmittelwerte (bei 6 % O_2), oder 0,02 kg Staub/Tonne lutro erzielt werden.

In Abbildung 3.82 ist ein Beispiel für die erreichten Staubemissionen im Jahresverlauf dargestellt. Die Daten zeigen, dass die Staubemissionen des Kalkofens im Tagesmittel bei $<25 \text{ mg/Nm}^3$ (trockenes Gas, 273 K, 5 - 6 % O_2) oder weniger als 20 mg/Nm^3 im Jahresmittel liegen. Die Daten sind den online an die zuständigen Behörden übertragenen Emissionsdaten entnommen. Der Staub wird in diesem Fall kontinuierlich gemessen.

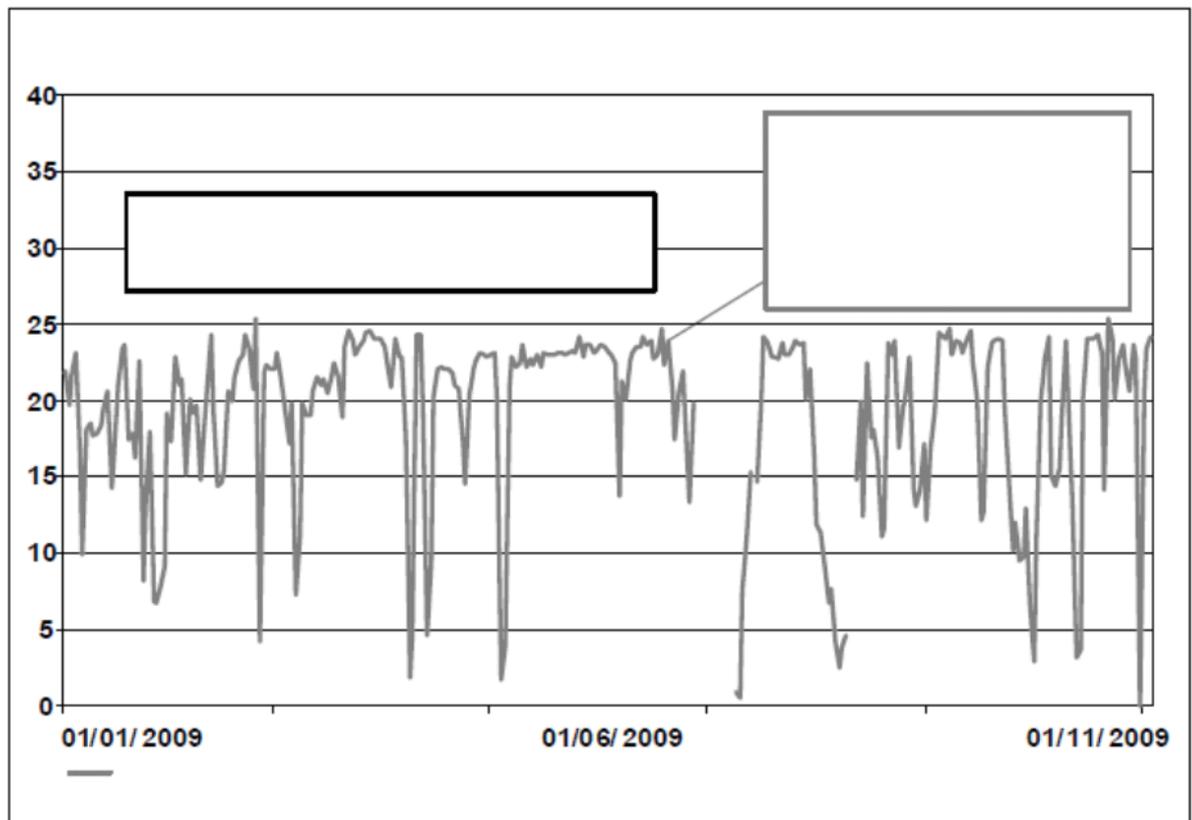


Abbildung 3.82: Kontinuierlich gemessene Tagesmittelwerte für Staubemissionen nach den ESP vom Kalkofen einer Sulfatzellstofffabrik

In Abbildung 3.83 sind die angegebenen kurzfristigen Staubemissionen dargestellt.

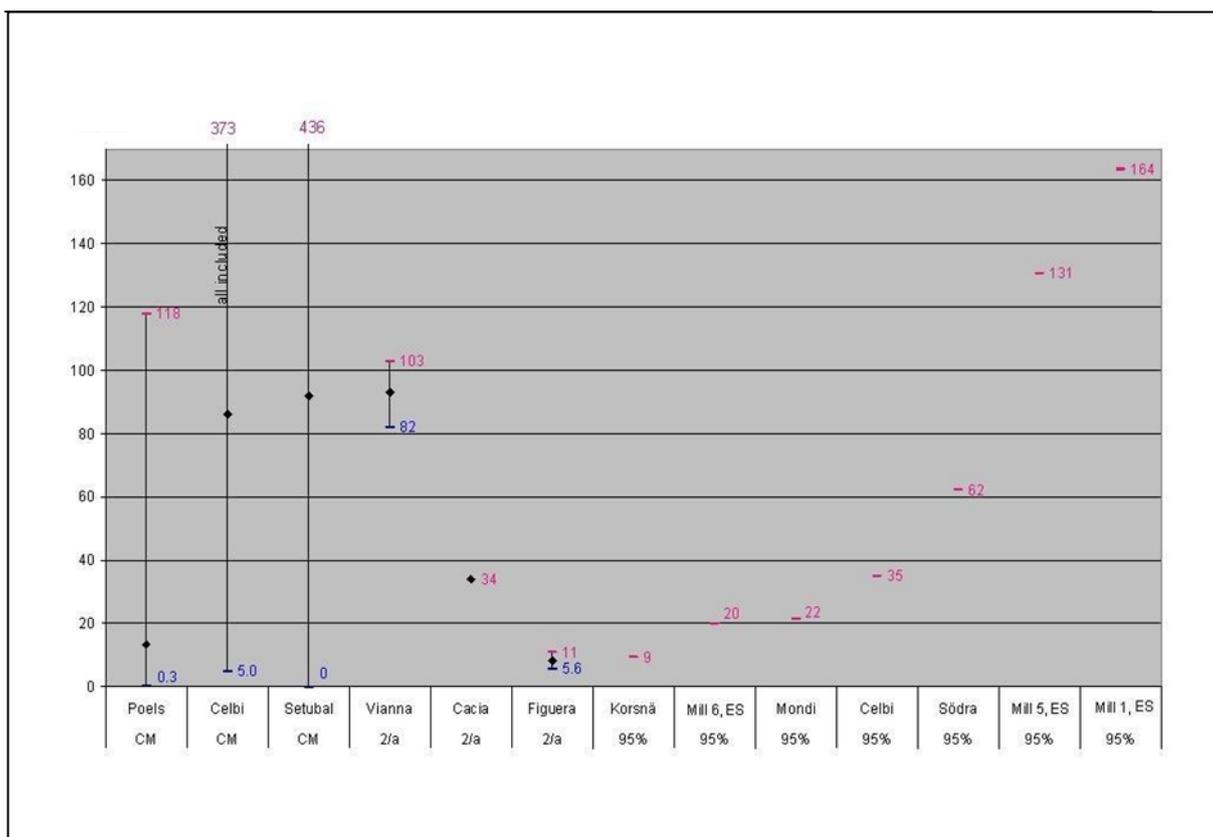


Abbildung 3.83: Staubemissionen des Kalkofens als kurzfristige Mittelwerte

Bei dem größten Teil des Staubs, der den Ofen mit dem Rauchgas verlässt, handelt es sich um CaO. Es entweicht hauptsächlich aus dem Zugabebereich des Ofens. Die Staubmenge vom heißen Ende des Ofens ist beträchtlich niedriger. Die Hauptkomponenten des über den Schornstein emittierten Staubs sind feine Na_2SO_4 - und Na_2CO_3 -Partikel, da die CaO-Partikel durch die Rauchgasreinigungsanlagen wirksamer abgeschieden werden.

Die Leistungsfähigkeit eines vorhandenen Elektrofilters kann durch Hinzufügen von hintereinander angeordneten Kammern (elektrischen Feldern) verbessert werden.

Medienübergreifende Auswirkungen

Durch den Betrieb der Elektrofilter steigt der Energieverbrauch.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Diese Maßnahme kann in neuen und in bestehenden Sulfatzellstofffabriken eingesetzt werden, sofern ausreichend Platz zur Verfügung steht.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

In einer Sulfatzellstofffabrik mit einer Produktion von 1 500 Tonnen luro/Tag sind Investitionen in Höhe von 5 – 6 Millionen Euro für einen Elektrofilter am Kalkofen erforderlich. Die Betriebskosten belaufen sich auf weniger als 0,3 Millionen Euro pro Jahr.

Wichtiger Grund für die Einführung

Gesetzliche Anforderungen. Die erzielten Emissionswerte hängen hauptsächlich von den Zielwerten ab, die von den zuständigen Behörden oder dem Betreiber selber festgelegt werden.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Anlagen in Europa.

Referenzliteratur

[33, COM 2011]

3.3.22.2 Elektrofilter gefolgt von Nasswäschern

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Die Entstaubung des Rauchgases erfolgt hauptsächlich mithilfe von Elektrofiltern (siehe Abschnitt 3.3.22.1), aber in einigen Fabriken wird das Rauchgas mit Nasswäschern weiter gereinigt. Als Waschflüssigkeit wird normalerweise Na(OH) verwendet. Die Abscheideleistung des Nasswäschers hängt auch von der Partikelgröße des Staubs und den Maßen (und somit dem Druckverlust) und der Leistungsfähigkeit des letzten Tropfenfängers ab.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Abbildung 3.80 und Abbildung 3.81 (Angaben als Jahresmittelwerte), die in Abschnitt 3.3.22.1 oben dargestellt sind, zeigen die erzielten Staubemissionen von Kalköfen europäischer Sulfatzellstofffabriken. Wie dargestellt erreichen Kalköfen, die mit Elektrofiltern und zusätzlich noch mit Wäschern ausgestattet sind, sehr ähnliche Staubemissionen wie Kalköfen, die nur über Elektrofilter verfügen.

In Abbildung 3.84 ist ein Beispiel für die erreichten Staubemissionen im Jahresverlauf dargestellt. Die Daten zeigen, dass die Staubemissionen des Kalkofens in diesem Fall im Tagesmittel bei $<25 \text{ mg/Nm}^3$ (trockenes Gas, 273 K, 5 - 6 % O_2) oder ungefähr 10 mg/Nm^3 im Jahresmittel liegen. Der Staub wird in diesem Fall kontinuierlich gemessen.

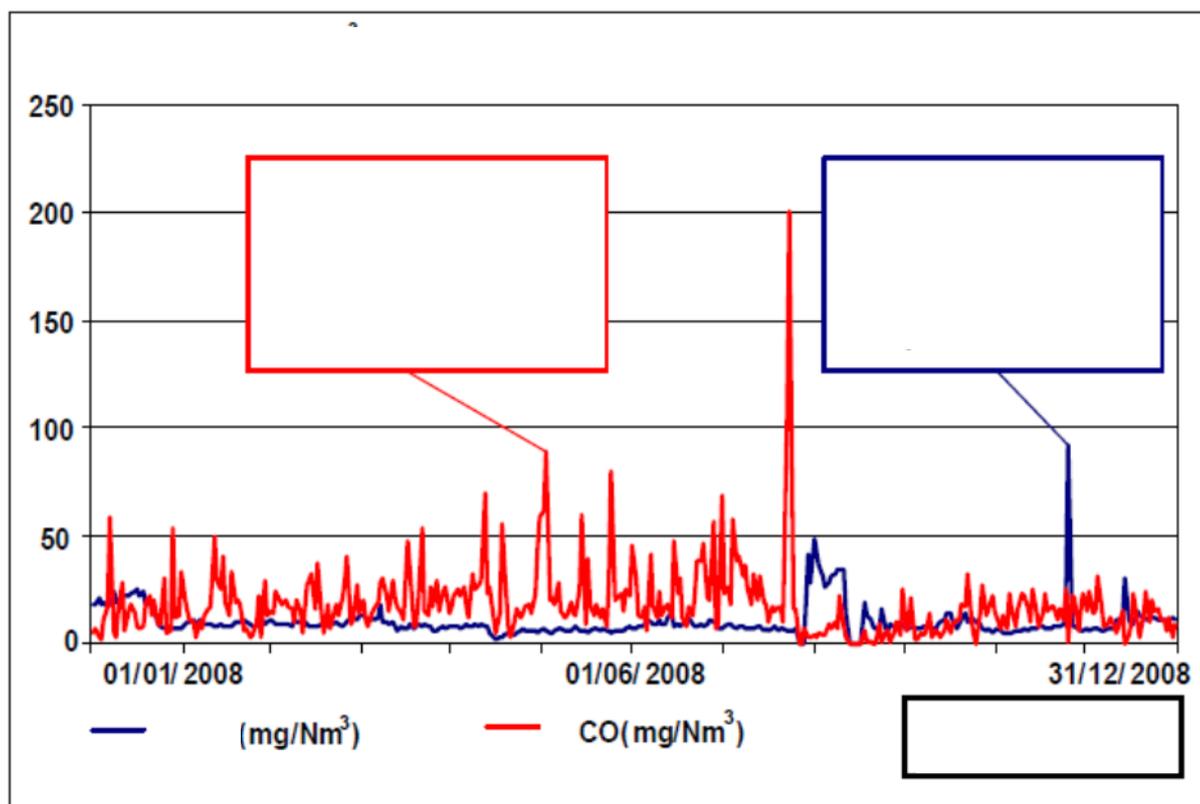


Abbildung 3.84: Tagesmittelwertdaten im Jahresverlauf für Staubemissionen eines Kalkofens, der mit einem ESP und einem Nasswäscher ausgestattet ist (CO-Emissionen sind ebenfalls enthalten)

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine signifikanten Auswirkungen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Allgemein anwendbar. Sofern Elektrofilter sorgfältig konzipiert, bemessen, betrieben und gewartet werden, können mit ihnen fast die gleichen Staubemissionen erreicht werden, wie dies in Fabriken der Fall ist, die Nasswäscher anwenden.

3.2.3

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Gesetzliche Anforderungen, gleichzeitige Entfernung von Schwefel- und Geruchsemissionen.

Anlagenbeispiele

IP Saillat; Billerud Gruvöns; MB Äänekoski; SE Varkaus; MB Rauma; M-real Husum, Skoghall; SE Varkaus; Portucel, Viana; Nordic Paper Bäckhammar.

Referenzliteratur

[33, COM 2011]

3.3.23 Substitution fossiler Brennstoffe, die im Kalkofen verwendet werden

Beschreibung

Der größte Verbraucher fossiler Brennstoffe in einer Sulfatzellstofffabrik ist der Kalkofen mit einer Wärmezufuhr von ungefähr 1,1 – 1,4 GJ/Tonne luro. Es gibt verschiedene technische Alternativen, um fossile Brennstoffe im Kalkofen durch Biobrennstoffe zu ersetzen:

- i) Verwendung von Rindenstaub im Kalkofen (z. B. KRAFT SE 1): Die Rinde wird getrocknet, in einer Mahlanlage zu Staub gemahlen und einem Staubbrenner zugeführt.
- ii) Vergasung der Rinde und Verwendung des erzeugten Gases im Kalkofen (z. B. Södra Värö, SE): Das Vergasungssystem besteht aus einer Aufnahmestation für Biobrennstoff oder einem Brennstoffsilo, einer Brennstoffsartier- und Zerkleinerungsstrecke, einem Rindentrockner, einer Luftvorwärmstrecke, einem Anfahrbrönnner und dem Vergaser selbst. Eine Gasleitung leitet die Pyrolysegase der vergasten Rinde direkt in den Kalkofen. Die Rinde, die im Vergaser des Kalkofens vergast werden soll, sollte einen Brennstofffeuchtigkeitsgehalt von <15 % besitzen, um einen großen Rauchgasstrom zu vermeiden, der die Leistungsfähigkeit des Ofens einschränken würde. Daher wird in dem System ein Trockner benötigt. Die Rinde kann mit überschüssiger Sekundärwärme der Zellstofffabrik getrocknet werden.

Der zirkulierende Wirbelschichtvergaser ist ein feuerfest ausgekleideter Reaktor. Die zur Vergasung erforderliche Luft wird durch den Boden des Reaktors zugeführt. Aufgrund der hohen Geschwindigkeit werden die Partikel mit in den Zyklon gerissen, in dem das Gas und die Partikel getrennt werden. Der Vergaser funktioniert in einem Temperaturbereich von 600 – 700°C. Vom Boden des Reaktors wird Asche entfernt.

In energieeffizienten Fabriken steht Rinde zur Nutzung im Kalkofen zur Verfügung, wo sie fossile Brennstoffe ersetzt, da unter normalen Betriebsbedingungen keine Rinde zur Dampferzeugung notwendig ist. Allein der aus der Schwarzlauge erzeugte Dampf übertrifft den Bedarf an Prozessdampf der Fabrik. Die überschüssige Rinde kann entweder im

Kalkofen verwendet, als getrockneter Biobrennstoff verkauft oder als Wärme zum Beispiel an Fernwärmenetze abgegeben werden.

- iii) Einige Fabriken verwenden Tallöll oder Tallölpech im Kalkofen.
- iv) Das Ersetzen von Heizöl durch Lignin im Kalkofen wurde kürzlich im Rahmen des Forschungsprogramms FRAM2 (Futur Resource-Adapted Mill) untersucht [49, [N.Berglin et al. 2010](#)]. Ein Versuch im großtechnischen Maßstab, bei dem Ligninpulver in einem Kalkofen verfeuert wurde, ist in der Fabrik Södra Mönsterås ausgeführt worden. Insgesamt wurden 37 Tonnen Lignin mit Heizöl mitverbrannt. Für einen Teil des Versuchs wurde der Ofen mit 100 % Lignin betrieben. Die Erfahrungen aus dem Versuch legen nahe, dass es möglich ist, mit Lignin als Hauptbrennstoff einen stabilen und kontinuierlichen Betrieb des Kalkofens zu erreichen. Die Temperaturpegel im Ofen liegen im gleichen Bereich wie bei der Feuerung mit Heizöl oder Holzstaub. Die Schwefelentfernung durch den Kalk ist sehr wirksam, es gibt jedoch eine Schwelle, ab der die SO₂-Emissionen rapide ansteigen. Im Versuch war dies beim Übergang von 90 % zu 100 % Ligninbefuerung der Fall. Die Herstellung von Weißblauge aus dem Kalk kann mit der gleichen Kaustifizierungsleistung und der gleichen Geschwindigkeit erfolgen wie beim normalen Betrieb. Die Fabrikbetreiber merkten außerdem an, dass es bei der gemeinsamen Verbrennung von Lignin und Öl einfacher sei, die Leistung des Ofens zu steuern als im Vergleich zum normalen Betrieb mit gemeinsamer Verbrennung von Rinde und Öl.

Erreichter Umweltnutzen

Minimierung des Bedarfs an fossilen Brennstoffen. CO₂-neutrale Wärmezufuhr in den Kalkofen.

Umweltleistung und Betriebsdaten

- i) Die Sulfatzellstofffabrik KRAFT SE 1, SE, verwendet zum Beispiel seit den 1980er Jahren Rindenstaub im Kalkofen.
- ii) Die Fabrik Södra Värö, SE, nutzt seit 1985 einen Rindenvergaser mit einer Leistung von 28 MW, der Pyrolysegase erzeugt. Metsä Botnia hat beschlossen, in eine Vergasungsanlage in der Zellstofffabrik Joutseno in Finnland zu investieren. Durch die Investition werden fossile Brennstoffe, die im Kalkofen verwendet werden, durch aus Rinde gewonnenen Biobrennstoff ersetzt. Die Fabrik ist dann unter Standardproduktionsbedingungen eine kohlendioxidneutrale Fabrik. Die Vergasungsanlage wird zum Trocknen der Rinde überschüssige Wärme der Fabrik nutzen.
- iii) Die Fabrik Raum von Botnia hat den Einsatz fossiler Brennstoffe reduziert, so dass die Fabrik unter normalen Betriebsbedingungen ausschließlich mit Biobrennstoffen betrieben wird. Davor war die Verwendung fossiler Brennstoffe auf Anfahrvorgänge, Prozessstörungen und das Rückbrennverfahren von Kalk beschränkt. Die fossilen Brennstoffe, die im Rückbrennverfahren des Kalks verwendet wurden, wurden in Zusammenarbeit mit der benachbarten Tallölraffinerie ersetzt. Tallöl, das als Nebenprodukt der Zellstoffherstellung aus Weichholz entsteht, wird an die Raffinerie verkauft und im Gegenzug erhält die Zellstofffabrik Pech, das im Kalkofen anstelle fossiler Brennstoffe verbrannt wird.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die Wärme zum Trocken der Rinde auf 85 % DS kann aus den Rauchgasen der Ablaugekessel oder dem Kalkofen selbst zurückgewonnen werden. Es werden keine signifikanten negativen Auswirkungen auf die Umwelt berichtet. Die Verbrennung von Biomasse im Kalkofen erhöht die NO_x-Emissionen im Vergleich zu ölbefeuerten Öfen und führt zu ähnlichen NO_x-Werten wie bei gasbefeuerten Öfen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Anwendung hängt von den gesetzlichen Rahmenbestimmungen im Bereich umweltfreundlicher Energie, den Kosten für fossile Brennstoffe und lokalen Erwägungen ab. Die Vergasertechnologie für Kalköfen gibt es seit den 1980er Jahren. Aus wirtschaftlichen Gründen wurde sie jedoch nicht in größerem Maßstab angewendet. Der Ersatz fossiler Brennstoffe im Kalkofen ist heute eine verfügbare Technologie. Einige Fabriken verwenden außerdem das Nebenprodukt Tallöl oder Tallölpech im Kalkofen, bei dem es sich auch um einen regenerativen Biobrennstoff handelt.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Wirtschaftlichkeit und die Amortisierungszeit der Verwendung von Brennstoff auf Biomassebasis im Kalkofen und in anderen Situationen (Anfahren, Störungen) hängt von den Öl- und Gaspreisen, der erforderlichen Vergasergröße und den Kosten der Kohlendioxidemissionen ab. Der Rindenkessel kann in energieeffizienten Sulfatzellstofffabriken vollständig abgeschafft werden.

Wichtiger Grund für die Einführung

Hohe Preise für fossile Brennstoffe und die CO₂-Emissionszertifikate. Die Abhängigkeit von fossilen Brennstoffen kann verringert werden.

Anlagenbeispiele

Fabrik Södra Värö, SE; KRAFT SE 1; Fabrik Botnia Rauma, FI; Fabrik Joutseno, FI.

Referenzliteratur

[49, N.Berglin et al. 2010], [134, Södra Värö 2009], [135, KRAFT SE 1 mill 2010].

3.3.24 Reduzierung von NO_x-Emissionen spezieller TRS-Brenner

3.3.24.1 Gestufte Verbrennung

Beschreibung

Die gestufte Verbrennung beruht auf der Nutzung von zwei Verbrennungszonen mit kontrolliertem Brennstoff-/Luft-Gemisch und kontrollierter Temperatur in der ersten Kammer. Die erste Verbrennungszone wird unter unterstöchiometrischen Bedingungen betrieben, damit Ammoniakverbindungen bei hohen Temperaturen in elementaren Stickstoff umgewandelt werden. In der zweiten Zone wird der Verbrennungsprozess unter zusätzlicher Luftzufuhr bei niedrigerer Temperatur abgeschlossen. Nach der zweistufigen Verbrennung strömt das Rauchgas in eine zweite Kammer, aus der die in den Gasen enthaltene Wärme zurückgewonnen wird, wobei im Prozess Dampf erzeugt wird.

Erreichter Umweltnutzen

Die Reduzierung von NO_x-Emissionen aus der Verbrennung von Starkgasen in speziellen TRS-Brennern.

Umweltleistung und Betriebsdaten

In Abbildung 3.85 und Abbildung 3.86 sind die angegebenen Jahresmittel der Emissionen als Konzentrationswerte sowie als Frachtwerte dargestellt.

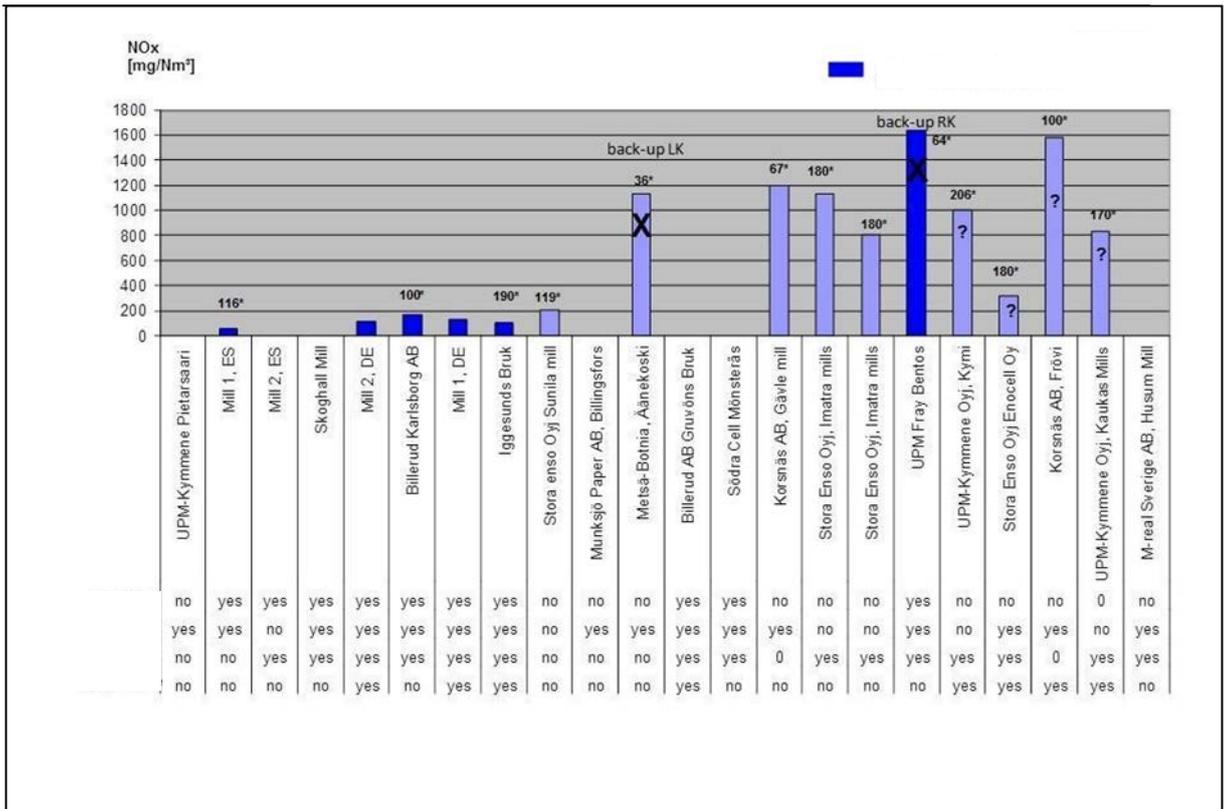


Abbildung 3.85: Konzentrationswerte der NOx-Emissionen spezieller TRS-Brenner

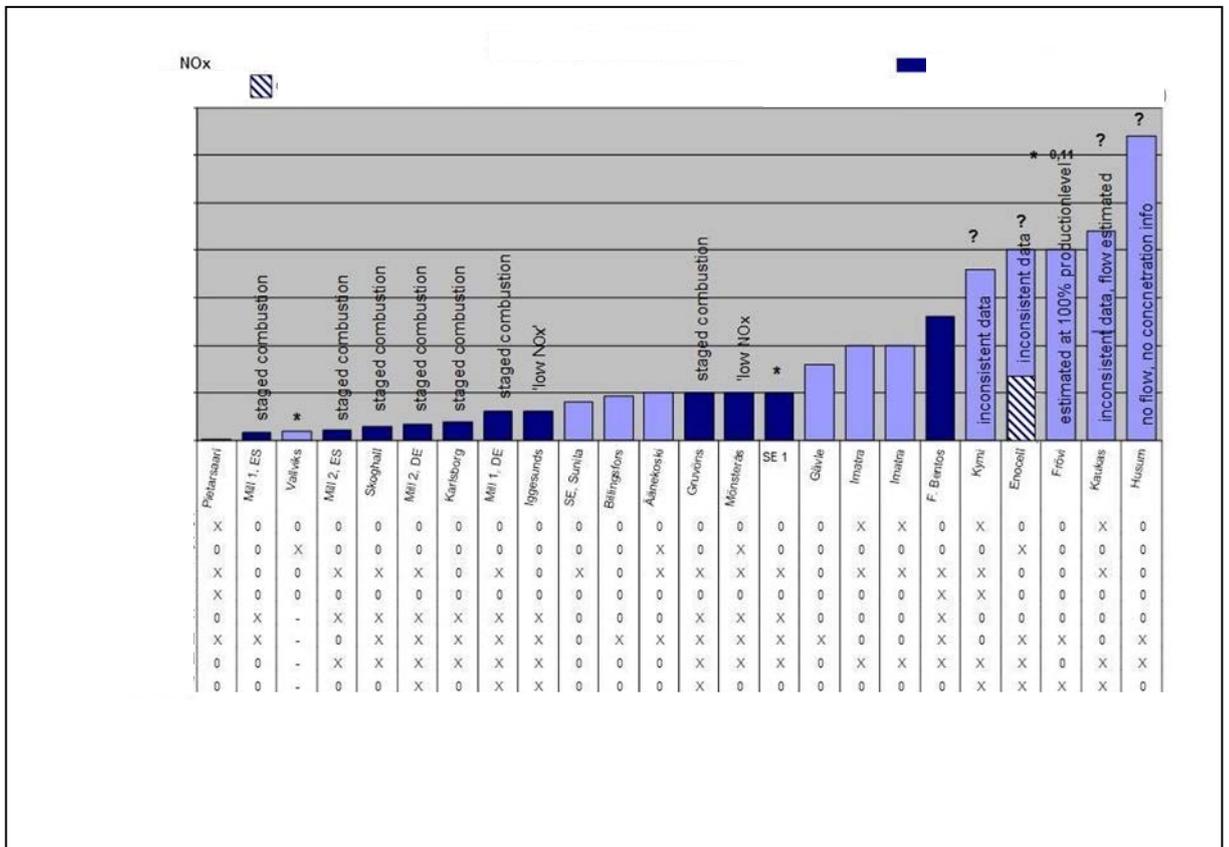


Abbildung 3.86: NOx-Emissionsfrachten spezieller TRS-Brenner

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Allgemein anwendbar auf neue Anlagen und für größere Renovierungen; bei bestehenden Fabriken, wenn der Platz zum Einbau der Anlagen vorhanden ist.

Wichtiger Grund für die Einführung

Reduzierung der NO_x-Emissionen.

3.3.25 Reduzierung von Emissionen von Rinden- oder Mehrstoffkesseln

Siehe Abschnitt 2.9.7.

3.3.26 Integriertes Abfallwirtschaftskonzept**Beschreibung**

Integrierte Abfallwirtschaftskonzepte beginnen mit der Trennung der Abfallfraktionen jeweils am Entstehungsort und streben die Verringerung der zu entsorgenden Müllmenge an. Sie ermöglichen hohe Wiederverwendungs-, Recycling- und Verwertungsraten von Prozessrückständen (siehe Abschnitt 2.9.8). Für alle Rückstände werden die Möglichkeiten zur Vermeidung, Wiederverwendung, zum Recycling und zur Verwertung als Rohmaterial oder als Energiequelle (siehe Abfallhierarchie von [205, WFD 98/EC 2008]) bewertet. Als letzte Option wird der verbleibende Abfall sicher entsorgt.

Umweltleistung und Betriebsdaten

In Tabelle 3.28 sind die verfügbaren Daten für die Hauptabfallfraktionen zusammengefasst, die in Zellstofffabriken für Marktsulfatzellstoff anfallen. Die zur Verfügung gestellten Daten zeigen große Unterschiede in Bezug auf die Art und Weise des Umgangs mit und der Erfassung von Abfall auf. Die Unterscheidung und Unterteilung der Abfallarten unterscheiden sich von Fabrik zu Fabrik; einige Fabriken haben Abfallfraktionen separat angeführt, während sie von anderen Fabriken zusammengefasst wurden. Außerdem werden Abfallfraktionen, die in einer Fabrik für die Wiederverwendung oder zum Recycling in Betracht gezogen werden, in anderen Fabriken auf Deponien verbracht. Manche der sehr niedrigen Zahlen für zu deponierenden Abfall korrelieren mit höheren Recyclingraten für die gleiche Abfallfraktion (z. B. Kalkschlamm). Die Vergleichbarkeit der Daten von verschiedenen Fabriken ist daher begrenzt.

Tabelle 3.28: Hauptabfallfraktionen von Zellstofffabriken für Marktsulfatzellstoff

Rückstände, die der Wiederverwendung oder dem Recycling zugeführt werden sollen		
Abfallfraktion	Quelle	Kg DS/Tonne Zellstoff lutro
Rinde und Holzreste, Holzaufbereitungsabfall etc.	Holzplatz	11,4 – 205
Primärschlamm ⁽¹⁾	Abwasservorklärung	2,1 – 13
Sekundärschlamm ⁽¹⁾	Biologische Abwasserbehandlung	1,6 – 9,7
Kalkschlamm	Kaustifizierung	1 – 29
Sonstige (Papier, Glas, Altmittel, Kunststoff etc.)	Gesamte Fabrik	1,5 – 2,5
Abfallfraktion	Quelle	Kg DS/Tonne Zellstoff lutro
Sedimentierte Schlämme, Grobstaub, Staub	Rückgewinnung/Kaustifizierung	2 – 22
Grünlaugenschlamm	Kaustifizierung	6 – 10,9
Kalkschlamm	Kaustifizierung	0,01 ⁽²⁾ – 51,3
Wirbelschichtsand	Rindenkessel	0,27 ⁽³⁾ – 28
Aschen	Rindenkessel	3,5 – 11
Allgemeiner nicht zellstoffspezifischer Abfall (Glas, Altmittel, Kunststoff etc.)	Gesamte Fabrik	0,4 – 2,4
(1) Eine Fabrik gab einen Gesamtwert (Primär- + Sekundärschlamm) von 49 kg DS/Tonne lutro an. (2) 29 kg DS/Tonne lutro für recycelt erklärt. (3) Ungefähr 6 kg DS/Tonne lutro für wiederverwendet oder recycelt erklärt. Quelle: [138, PP TWG 2009]		

Große Teile der erzeugten Prozessrückstände können wiederverwendet, recycelt oder verwertet werden. Die Menge des deponierten Abfalls lag insgesamt zwischen 15 und 38 kg DS/Tonne lutro, wobei einige Ausnahmen auf 52 kg/Tonne lutro kamen. Eine kleine Menge gefährlichen Abfalls (zwischen 0,14 und 1,2 (nass) kg DS/Tonne Zellstoff lutro) wird in den Fabriken separat gesammelt und muss sicher transportiert und deponiert werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Allgemein anwendbar.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Durch eine Verringerung der Menge an zu deponierendem Abfall können in vielen Fällen auch die Kosten gesenkt werden.

Wichtiger Grund für die Einführung

Gesetzliche Anforderungen; steigende Kosten für die Deponierung.

Anlagenbeispiele

Für die in Tabelle 3.28 zusammengestellten Daten, wurden folgende Anlagendaten bewertet: ZPR Blankenstein; Celbi; Celtejo; Portucel Setubal; Portucel Viana, Portucel Cacia; Södra Cell Värö; Soporcel Figueira da Foz; Stendal Arneburg; SE Poland SA.

Referenzliteratur

[138, PP TWG 2009]

3.3.27 Maßnahmen für erhöhte Energieeffizienz

Nützliche allgemeine Informationen zur Energieeffizienz sind im Merkblatt zu den besten verfügbaren Techniken für Energieeffizienz (ENE) [268, COM 2009] enthalten.

Beschreibung

Die Maßnahmen zur Erhöhung der Energieeffizienz ([34, Kankkonen et al. 2010], [35, Raukola et al. 2002]) können in Maßnahmen zur Verringerung des Wärme- oder Dampfverbrauchs, Maßnahmen für niedrigeren Stromverbrauch und Maßnahmen für höhere Stromerzeugung, insbesondere durch Verwendung sehr energiesparender Ablaugekessel, unterteilt werden.

I. Maßnahmen zur Verringerung von Wärmeverlusten und für einen niedrigen Wärmeverbrauch:

- Hoher Trockensubstanzgehalt von Rinde durch wirksames Pressen oder Trocknen;
- Hochleistungsdampfkessel, z. B. niedrige Rauchgastemperaturen, hoher Anteil an Luftvorwärmung, hoher Anteil an Zulaufwasservorwärmung, hohe Frischdampf Temperatur und hoher Druck;
- Wirksame sekundäre Heizsysteme, die effektivsten Fabriken verfügen zum Beispiel über drei saubere Warmwasserstufen z. B. 80 – 90 °C, 60 – 70 °C und 40 – 50 °C, sowie mehrere Sekundärkondensatheizstufen, in denen die Kondensattemperatur gleich der Nutzungstemperatur ist;
- Sorgfältig geschlossenes Wassersystem, das einen verringerten Wasserverbrauch bewirkt;
- Relativ sorgfältig geschlossene Bleichanlage;
- Hohe Faserstoffkonzentration (Technik mit mittlerer oder hoher Stoffdichte);
- Hochwirksame Eindampfanlagen mit einer erhöhten Stufenzahl (die abhängig von der Art des Eindampfers auch Strom sparen können); die Eindampfanlage verfügt über das größte Entwicklungspotenzial;
- Rückgewinnung von Wärme aus Auflösetanks, z. B. durch Abgaswäscher;
- Steuerung der Sekundärwärmebilanz mit optimierter Wasser- und Sekundärkondensatverwendung;
- Rückgewinnung von Abwärme aus Abwasser und anderen Quellen;
- Verwendung verfügbarer Niedertemperaturabwärmequellen (Sekundärwärme), um Gebäude, Kesselzulaufwasser und Prozesswasser zu heizen;
- Rückgewinnung von Wärme aus dem Abgas des Ablaugekessels zwischen dem ESP und dem Gebläse;
- Überwachung und Steuerung von Prozessen durch fortschrittliche Steuersysteme;
- Optimiertes integriertes Wärmetauschernetz;
- Energiemanagementsystem.

II. Maßnahmen für einen niedrigen Stromverbrauch:

- Höchstmögliche Stoffdichte beim Sortieren und Reinigen;
- Drehzahlregelung verschiedener großer Motoren;
- Effiziente Vakuumpumpen;
- Sorgfältige Bemessung von Rohren, Pumpen und Gebläsen;
- Optimierte Tankpegel.

III. Maßnahmen für eine hohe Stromerzeugung:

- Hoher Trockensubstanzgehalt der Schwarzlauge (erhöht die Kesselleistung, Dampferzeugung und somit die Stromerzeugung);
- Hoher Druck und hohe Temperatur im Ablaugekessel;
- Hoher Frischdampfdruck und hohe Temperatur im Biomassekessel (wenn vor Ort betrieben);

- Auslassdruck des Dampfes in der Gegendruckturbine so niedrig wie technisch machbar;
- Kondensationsturbine zur Stromerzeugung mittels Überschussdampf;
- Hohes Turbinenleistungsvermögen;
- Vorwärmung des Speisewassers auf eine Temperatur bis fast an den Siedepunkt;
- Vorwärmung der den Kesseln zugeführten Verbrennungsluft und des Brennstoffs.

Weitere Verbesserungen der Energieeffizienz können durch eine Prozessintegration erreicht werden, die es einfacher macht, überschüssige Wärme aus einem Prozess in einem anderen Prozess zu nutzen.

Erreichter Umweltnutzen

Mithilfe der energiesparenden Techniken werden der Verbrauch an Wärmeenergie und elektrischer Energie sowie die damit verbundenen CO₂-Emissionen verringert. Ressourcen, indirekte Emissionen und Abfälle, die in Zusammenhang mit der Energieerzeugung stehen, werden verringert. Je weniger Energie verbraucht wird, umso weniger fossile Brennstoffe und andere Brennstoffe werden verwendet und umso weniger Emissionen in die Luft, einschließlich Kohlendioxid, werden erzeugt.

Umwelleistung und Betriebsdaten

Bei der Anwendung der vorstehend angeführten Energiesparmaßnahmen, liegen die Richtwerte für den Stromverbrauch, die von einer Marktzellstofffabrik erzielt werden können, bei 660 – 750 kWh/Tonne luro. Die Energie, die zur Herstellung der Bleichchemikalien erforderlich ist, ist in dieser Zahl nicht enthalten und macht als Richtwert zusätzlich 100 kWh/Tonne luro aus, wenn sie vor Ort erfolgt. Aufgrund der höheren Ausbeute, die mit Eukalyptusholz im Vergleich zu Weichholz erzielt wird, haben in jüngerer Vergangenheit gebaute Fabriken zur Herstellung von Marktzellstoff aus Eukalyptusholz einen geringeren Energiebedarf. Der Richtwert für den Stromverbrauch für die Herstellung von Eukalyptuszellstoff liegt bei 550 – 700 kWh/Tonne luro.

Die folgenden Systemgrenzen wurden bei der Bestimmung der Richtwerte für den Stromverbrauch berücksichtigt:

- (1) Die Richtwerte für den Stromverbrauch beziehen sie auf die Nettoproduktion der gesamten Fabrik und umfassen Pumpen, Rührwerke und Druckluft. Periphere Untersysteme für Rohwasser und Abwasser, Schlamm und Spuckstoffe, wie die Druckentspannungsflotation, Schraubenpressen für Spuckstoffe oder Schlammpressen sowie die Abwasserbehandlung sind ebenfalls inbegriffen.
- (2) Die Zahlen stellen den Bruttoenergieverbrauch dar und berücksichtigen nicht, dass die meisten Fabriken einen wesentlichen Teil der Energie selbst erzeugen, indem sie die gesamte anfallende Schwarzlauge verbrennen. Einige der Fabriken erzeugen auch Dampf durch die Verbrennung von Rinde, Schlamm etc., was in Hinsicht auf den Bruttoenergieverbrauch ebenfalls unberücksichtigt bleibt.
- (3) Die Werte umfassen alle Anlagenteile, die mit der Herstellung von Sulfatzellstoff in Verbindung stehen, angefangen beim Holzplatz bis hin zum Lagertank, in dem der pumpfähige Faserbrei (gebrauchsfertig) gelagert wird (bei integrierten Fabriken) oder bis hin zum Zellstoffrockner (bei Marktzellstoff).
- (4) Die Zahlen für den Stromverbrauch berücksichtigen den Primärenergieeinsatz von Brennstoffen für die Stromerzeugung nicht, stellen aber die verwendete Prozesswärme und den Strom dar.
- (5) Hinsichtlich der Wärme beziehen sich die Verbrauchswerte auf die Wärmekapazität des verwendeten Dampfes.

Einige der Energiespartechniken werden umgesetzt, indem alte Anlagenteile durch neue Techniken ersetzt werden. Neue technische Einrichtungen verfügen meist über einen niedrigeren

Stromverbrauch und sind energieeffizienter (z. B. Entrindungsmaschinen, Siebe, Wäscher, Pumpen, Eindampfer). Andere Maßnahmen stehen in Verbindung mit bewährten Praktiken, sorgfältiger Steuerung, Prozesskontrolle und der stufenweisen Optimierung der Prozesse. Eine höhere Energieeffizienz wurde auch durch die kontinuierliche Feinabstimmung erreicht, hauptsächlich jedoch durch große Nachrüstungsprojekte oder gänzlich neue Produktionsstraßen. Eine moderne Sulfatzellstofffabrik könnte in Bezug auf Strom und Dampf vollkommen energieautark sein.

Der überschüssige Biomassebrennstoff könnte außerhalb der Zellstofffabrik verwendet werden, um fossile Brennstoffe zu ersetzen, die zur Wärme- und/oder Stromerzeugung eingesetzt werden, z. B. für:

- Strom – insbesondere in Verbindung mit der Schwarzlaugervergasung (siehe Abschnitt 3.4.2);
- Feste oder flüssige Biomassebrennstoffe – getrocknete Rinde, Tallöl, Lignin oder Methanol;
- Wärme – Einspeisung in ein Fernwärmenetz.

Der erzielte Wärme- und Stromverbrauch wird angegeben, indem die Daten einer bestehenden Fabrik [138, PP TWG 2009] mit denen der Referenzzellstofffabrik (Ecocyclic Pulp Reference Mill) KAM2 verglichen werden [193, Axegård et al. 2003]. Diese Referenzfabrik ist so konzipiert, dass alle modernen Prozesse im Referenzjahr (2002) in Betrieb sind, jedoch nicht alle in der gleichen Anlage. Die Referenzfabrik verfügt oft über einen beträchtlich niedrigeren Dampfbedarf als gegenwärtige durchschnittliche Fabriken. Obwohl die Referenzfabrik KAM2 sehr viel energieeffizienter ist als typische (durchschnittliche) Fabriken, ist es möglich sogar noch weiter zu gehen und den Wärmebedarf wesentlich zu verringern.

In Tabelle 3.29 wird die BVT-Referenzfabrik gemäß dem schwedischen Forschungsprogramm MISTRA mit dem erzielten Energieverbrauch einer energieeffizienten Beispielfabrik verglichen, der schwedischen Fabrik Södra Värö, die ein Energiemanagement- und Verbesserungsprogramm durchgeführt hat.

Tabelle 3.29: Vergleich zwischen dem Dampfbedarf (GJ/Tonne luro) der BVT-Referenzfabrik mit ECF-Bleiche und einer energieeffizienten Fabrik für Marktsulfatzellstoff

Wärmeverzehrender Prozess	KAM2 (Sommer)	Fabrik Södra Värö (veranschlagt)
Holzplatz	0	KD
Kochung	1,6	2,25
Heißwassererzeugung	-	0,05
Sauerstoff-Delignifizierung	0,14	0,08
Bleiche	1,37	1,33
Leichchemikalienherstellung	0,10	0,14
<i>Gesamt Faserlinie</i>	<i>3,21</i>	<i>3,85</i>
Eindampfen + Stripper	4,01	3,78
Trockner	2,20	2,17
Rußblasen + Ausblasen	1,01	1,23
<i>Gesamt Trockner + Rückgewinnung</i>	<i>7,21</i>	<i>7,18</i>
Verschiedenes, Verluste	0,37	0,39
Gesamt ganze Fabrik	10,8	11,4
Zugekaufte Brennstoffe	0	KD
Anmerkung: KD = Keine Daten Quelle: [134, Södra Värö 2009], [193, Axegård et al. 2003].		

Es scheint, als ob die Fabrik Södra Värö fast den gleichen Dampfbedarf aufweist, wie die BVT-Referenzfabrik. Die Fabrik Värö verwendet jedoch die TCF-Bleiche, was einen etwas höheren Dampfverbrauch mit sich bringt als die ECF-Bleiche und umfasst den Dampfverbrauch im Sommer und im Winter (im Winter kann sich durch das Auftauen der gefrorenen Hackschnitzel der Verbrauch um circa 0,8 GJ/Tonne luro erhöhen).

Ein Großteil des Dampfbedarfs kann durch Niederdruckdampf (circa 145 °C) gedeckt werden. Mitteldruckdampf (180 – 190 °C) stellt ungefähr 40 % des Dampfverbrauchs dar und wird primär zur Kochung, Sauerstoff-Delignifizierung und in den Druckstufen (PO) angewendet.

Die vereinfachte Dampfbilanz der BVT-Referenzfabrik ist in Tabelle 3.30 dargestellt, wobei zwischen Marktzellstoffherstellung und integrierter Feinpapierherstellung unterschieden wird.

Tabelle 3.30: Dampfbilanz der Referenzfabrik KAM2 (Ecocyclic Pulp Reference Mill) einschließlich Turbinen

Energieerzeugung und -verbrauch	Gebleichter Marktzellstoff aus Weichholz		Integrierte Feinpapierfabrik	
	GJ/Tonne lutro	Erzeugter Strom (kWh/Tonne lutro)	GJ/Tonne lutro	Erzeugter und genutzter Strom (kWh/Tonne lutro)
Erzeugung				
Schwarzlauge	17,7		14,9	
Nicht kondensierbare Gase	0,2		0,2	
Sekundärwärme	0,6		0,2	
Rinde	0		1,8 + 0,2 Zugekaufte Rinde	
Gesamt	18,5		17,3	
Verbrauch				
Prozesse (inkl. Rußausblasen)	10,8		13,6	
Gegendruckstrom	2,9	790	3,7	984
Kondensationsstrom	1,7	465	0	0
- Dito, Kondensator	3,2			
Zugekaufter Strom		0		504
Gesamt	18,5	1 255	17,3	1 488
<i>Quelle: [193, Axegård et al. 2003]</i>				

Die Marktzellstofffabrik weist einen beträchtlichen Dampfüberschuss auf, der für die Kondensationsstromerzeugung verwendet wird. Die Fabrik selbst verbraucht 712 kWh/Tonne lutro (siehe Tabelle 3.32), womit sich ein Stromüberschuss von ungefähr 540 kWh/Tonne lutro ergibt. Die Referenzfabrik betreibt keinen Rindenkessel. Die Rinde wird getrocknet und im Kalkofen wird vergaste Rinde verwendet. Überschüssige Rinde wird verkauft und nicht zur Dampferzeugung verwendet. Sekundärwärme ist zurückgewonnene Wärme, die verwendet wird, um Zusatzwasser und Kondensat aus der Kondensationsturbine vorzuwärmen.

Bei integrierten Feinpapierfabriken ist es aufgrund der Komplexität der Zufuhr zur Papiermaschine schwieriger repräsentative Verbrauchswerte für energieeffiziente Fabriken abzuleiten; in den meisten Fällen werden zwei oder mehr unterschiedliche Fasertypen verwendet (die Referenzfabrik verwendet 25 % Weichholz, 75 % Hartholz, 20 % Füllstoffe und eine geringe Menge Stärke zur Oberflächenleimung). Der Strombedarf der Referenzfabrikzellstoffabteilung der integrierten Feinpapierfabrik beträgt 588 kWh/Tonne lutro und ist damit niedriger als bei der Marktsulfatzellstofffabrik. Die Referenzpapierfabrik benötigt 900 kWh/Tonne lutro, was einen Strombedarf von 1 488 kWh/Tonne lutro für die integrierte Fabrik ergibt. Die integrierte Referenzfabrik verfügt über einen Rindenkessel und ist in Bezug auf den Dampf fast autark. Im Mittel basiert nur 1 % Dampf auf zugekauftem Brennstoff. Es wird jedoch ungefähr 35 % des Strombedarfs zugekauft (504 kWh/Tonne lutro).

Dieses Beispiel zeigt, dass durch die Integration von Zellstoff- und Papierfabrik der überschüssige Dampf in einer energieeffizienten Zellstofffabrik genutzt werden kann, dass es jedoch ein Defizit in Bezug auf die Energiebilanz gibt. Allgemein bei sorgfältig ausgelegten und betriebenen Prozessen erreichbare Dampfverbrauchswerte (in GJ/Tonne lutro) im Jahresmittel sind in Tabelle 3.31 dargestellt. Dampf, der zur elektrischen Stromerzeugung verwendet wird, ist in diesen Zahlen nicht enthalten.

Tabelle 3.31: Dampfverbrauch energieeffizienter Fabriken zur Herstellung gebleichten Marktsulfatzellstoffs, angegeben als Jahresmittel

Prozess	Kochung	O ₂ - Delignifizierung	Bleiche	Trocknen	Eindampfen	Sonstige	Gesamt
Dampfverbrauch (GJ/Tonne)	1,6 – 2,0	0,2 – 0,4	1,5 – 2,0	2,2 – 2,6	4,0 – 4,5	1,5 – 2,0	11 - 12

Der Wärmebedarf des Kalkofens (Brennstoffe, die zum Rückbrennen des Kalkschlammes verwendet werden) ist in dem in Tabelle 3.31 angegebenen Dampfbedarf nicht enthalten. Ungefähr 1,1 – 1,4 GJ/Tonne lutro primäre thermische Energie zum Rückbrennen des Kalks muss zum Dampfbedarf hinzugefügt werden, um den Gesamtprozesswärmebedarf zu erhalten.

Es ist derzeit nicht möglich, zuverlässige und vergleichbare Zahlen zur Gesamtverwendung von Prozesswärme pro Tonne Sulfatzellstoff vorzulegen. Die Methoden, die zur Überwachung, Berechnung und Berichterstattung der Wärmeenergie verwendet werden, unterscheiden sich bei den unterschiedlichen Fabriken. Außerdem hängt der Wärmeverbrauch auch zu einem gewissen Grad von der geografischen Lage der Fabrik ab. Die Verbrauchsdaten von Wärme (und Strom) sollten zusammen mit der vereinfachten Energiebilanz der Fabrik bewertet werden. Abblasedampf ist nicht Teil der verwendeten Prozesswärme. Es kann jedoch vorkommen, dass ein neuer Anlagenteil weniger Dampf verbraucht, es für den überschüssigen Dampf aber keine unmittelbare alternative Verwendung gibt. Die Fabriken sollten immer danach streben, eine derartige Verwendung zu finden.

Der Stromverbrauch einer energieeffizienten Marktzellstofffabrik liegt üblicherweise zwischen 660 kWh/Tonne lutro und 800 kWh/Tonne lutro. Der Verbrauch der Referenzfabrik beläuft sich auf 712 kWh/Tonne lutro (siehe Tabelle 3.32). Die Energie, die zur Herstellung der Bleichchemikalien erforderlich ist, ist in diesen Zahlen nicht enthalten und würde zusätzlich 100 kWh/Tonne lutro ausmachen.

Tabelle 3.32: Stromverbrauch der BVT-Referenzfabrik mit ECF-Bleiche (im Jahr 2002)

Prozesse	Stromverbrauch [kWh/Tonne lutro]
Holzplatz	45
Kocher	44
Braunstoffwäsche und Sortieren	60
Sauerstoff-Delignifizierung	60
Bleiche	80
Nachsieben	45
Trocknen	120
Eindampfen	30
Ablaugekessel	60
Kaustifizierung und Kalkofen (inkl. Rindenvergasung)	57
Kühlturm etc.	20
Rohwasser	20
Abwasserbehandlung	30

Bleichchemikalienherstellung (inkl. Chemikalien zur Sauerstoff-	10
Verschiedene Verbraucher, Verluste	30
Gesamt	712
<i>Quelle: [193, Axegård et al. 2003]</i>	

In komplett neu errichteten, auf Eukalyptusbasis produzierenden Fabriken, die in jüngerer Vergangenheit angelaufen sind, werden erheblich niedrigere Stromverbrauchswerte erzielt. Der niedrigere Stromverbrauch ist teilweise auf neue Technologien und teilweise auf die höhere Ausbeute, die mit Eukalyptusholz im Vergleich zu Weichholz erzielt wird, zurückzuführen. Die höhere Ausbeute bewirkt einen niedrigeren spezifischen Energieverbrauch pro Tonne Zellstoff und eine niedrigere erzeugte spezifische Energie, da weniger organisches Material während der Kochung in Schwarzlauge umgewandelt wird, die später im Ablaugekessel verbrannt wird.

- a) Die komplett neu errichtete, auf Eukalyptusbasis produzierende ECF-Sulfatzellstofffabrik Veracel, Brasilien, hat die Produktion 2005 aufgenommen und 2008 1,1 Millionen Tonnen gebleichten Sulfatzellstoff hergestellt. In ihrem letzten Nachhaltigkeitsbericht, hat die Fabrik die in Tabelle 3.33 angegebenen Werte in Bezug auf elektrischen Strom angegeben. In den meisten modernen Fabriken wird in der Fabrik keine Rinde verbrannt, sondern es erfolgt eine Waldentrindung.

Tabelle 3.33: Energiebilanz der Sulfatzellstofffabrik Veracel

	Elektrische Energie (kWh/Tonne lutro)		
	2006	2007	2008 (1)
Gesamte in den Anlagen erzeugte elektrische Energie	810	826	750
Bei der Zellstoffherstellung verwendete	607	553	520
Zugekaufte elektrische Energie	0	0	110
Verkaufte Energie	203	213	230
Anmerkung: (1) 2008 wurde in der Fabrik Veracel aufgrund technischer Probleme im Turbogenerator 78 Tage keine Energie erzeugt. In diesem Zeitraum musste das Unternehmen Energie zur Zellstoffherstellung zukaufen. Die Werte für 2007 ergeben in der Summe nicht 100 %. <i>Quelle: [122, Veracel 2009]</i>			

- b) Die komplett neu errichtete, auf Eukalyptusbasis produzierende ECF-Sulfatzellstofffabrik Fray Bentos, Uruguay, hat die Produktion 2007 aufgenommen und 2009 1,1 Millionen Tonnen gebleichten Sulfatzellstoff hergestellt. Der Jahresbericht 2009 von Botnia gibt eine elektrische Stromerzeugung von 826 kWh/Tonne lutro und einen Stromverbrauch von nur 500 kWh/Tonne lutro an [119, Botnia 2010]. Der zur Herstellung von Chemikalien erforderliche Strom ist in den Energiewerten für die Fabriken Veracel und Fray Bentos nicht enthalten.

Bei Fabriken für gebleichten Marktsulfatzellstoff kann der Ablaugekessel den gesamten in der Fabrik benötigten Dampf erzeugen (außer Anfahrstoff). Es wird kein Rindenkessel zur Dampferzeugung benötigt, obwohl die meisten Fabriken noch immer einen Rindenkessel betreiben. Der gesamte erzeugte Dampf kann in einer Gegendruckturbine genutzt werden. Eine Marktsulfatzellstofffabrik ist auch in stromautark.

Nicht in den Prozessen benötigter Dampf kann zur Stromerzeugung in einer Kondensationsturbine genutzt werden, womit auch Schwankungen im Dampfsystem aufgefangen werden. Abzüglich des eigenen Stromverbrauchs kann überschüssiger Strom in Höhe von circa 400 – 500 kWh/Tonne lutro erzeugt und verkauft werden.

Die Stromerzeugung von Hartholz- und Weichholzfabriken unterscheidet sich. Bei der Zellstoffherstellung aus Eukalyptus wird zum Beispiel weniger Schwarzlauge und damit auch weniger überschüssiger Strom erzeugt.

Beim Vergleich der erzielten Stromüberschüsse sollte berücksichtigt werden, ob Rinde zur Dampferzeugung eingesetzt oder im Kalkofen verwendet wird, verkauft oder für Wärmeeinspeisungen genutzt wird. Die Zellstoffausbeute (Kappa-Zahl nach der Kochung) und die Preise für aus Biomasse gewonnenen Strom sind ein wesentlicher Faktor beim Vergleichen der Leistungszahlen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es wurden keine negativen medienübergreifenden Auswirkungen beobachtet.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Maßnahmen sind im Prinzip auf alle Sulfatzellstofffabriken anwendbar. Es besteht ein großes technisches Potential, um selbst mit der bereits etablierten Technologie energieeffizientere Sulfatzellstofffabriken zu schaffen, wenn es ausreichend wirtschaftliche Anreize gibt.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Energienutzung ist einer der Hauptkostenfaktoren von Zellstoff- und Papierfabriken. Andererseits gab es kaum Anreize für Marktsulfatzellstofffabriken, um den Dampfverbrauch unter den aktuellen Werten zu halten, da die Dampferzeugung allein durch Schwarzlauge in einer durchschnittlichen Fabrik heute ungefähr 16 GJ/Tonne lutro beträgt. Ohne Kondensationsturbinen aber mit maximaler Gegendruckstromerzeugung läge der niedrigste vernünftige Stromverbrauch bei ungefähr 13 GJ/Tonne lutro mit einer Gegendruckstromerzeugung von ungefähr 800 kWh/Tonne lutro. Ein niedrigerer Prozessdampfbedarf führt, selbst ohne die Verwendung von Rinde zur Dampferzeugung, zu einem Dampfüberschuss, der zur Erzeugung von Kondensationsstrom (bis zu 465 kWh/Tonne lutro) oder andere Zwecke (z. B. Fernwärme oder andere Verbraucher) genutzt werden kann. Aufgrund des niedrigeren Dampfbedarfs in der Fabrik besteht keine Notwendigkeit zur Verbrennung von Rinde. Die überschüssige Rinde kann mit Überschussdampf von einem Trocknungsgrad von 40 % auf 60 % getrocknet und als Biobrennstoff an den externen Markt verkauft werden. Der verringerte elektrische Energieverbrauch senkt die Produktionskosten und verbessert die Rentabilität der Fabriken.

Anlagenbeispiele

Viele Sulfatzellstofffabriken in Europa haben einige der vorstehend erörterten Maßnahmen eingeführt. Im Rahmen eines Energiemanagementprogramms hat zum Beispiel die Sulfatzellstofffabrik Södra Värö (SE) die meisten der vorstehend aufgeführten Maßnahmen eingeführt. SCA Östrand, SE, hat 2007 einen hocheffizienten Ablaugekessel in Betrieb genommen. In jüngerer Vergangenheit in Südamerika komplett neu errichtete Eukalyptus-Zellstofffabriken (Veracel, Fray Bentos) sind Beispiele für den niedrigsten Stromverbrauch.

Referenzliteratur

[34, Kankkonen et al. 2010], [35, Raukola et al. 2002], [119, Botnia 2010], [122, Veracel 2009], [134, Södra Värö 2009], [137, K.Touminen 2010], [138, PP TWG 2009], [193, Axegård et al. 2003], [268, COM 2009].

3.3.28 Techniken zur Lärminderung

Siehe Abschnitt 2.9.13.

3.4 ZUKUNFTSTECHNIKEN

Derzeit befindet sich eine Reihe vielversprechender neuer Techniken in Entwicklung, die zu einer Verringerung der Emissionen oder Energieeinsparungen führen. Verbesserungen der Umweltleistung sind zwar nicht immer der Hauptgrund, spielen aber bei der Entwicklung eine wichtige Rolle. Einige dieser Techniken werden nachfolgend beschrieben. Dieses Kapitel umfasst Umweltfragen, die erst kürzlich Aufmerksamkeit erlangt haben, sowie Forschungsprogramme, die die Entwicklung von umweltfreundlicheren Lösungen für die Herstellung von qualitativ hochwertigen Zellstoff- und Papierprodukten betreffen.

3.4.1 Verbesserte Erzeugung von Strom, Produkten auf Biomassebasis und der Einsatz überschüssiger Wärme

Beschreibung

Energieeffiziente Zellstofffabriken verfügen über einen Biomasseüberschuss, der innerhalb und außerhalb der Fabrik genutzt werden kann, um Biobrennstoffe aus erneuerbaren Energiequellen oder andere biochemische Produkte herzustellen. Um die Wirtschaftlichkeit von Zellstofffabriken zu verbessern, wurde insbesondere in der nördlichen Hemisphäre das Konzept der „Bioraffinerie“ eingeführt. Die Unternehmen haben die Umwandlung von Holzrohstoff und Rückständen auf Holzbasis (z. B. Rinde, Faserspuckstoffe) in neue Arten von Energieprodukten aus Biomasse wie Bioethanol, Biodiesel, Bioöle und andere Produkte ins Auge gefasst. Auf der Grundlage umfangreicher Forschungen wurde eine Reihe von Demonstrationsanlagen errichtet, um diese Technologien weiterzuentwickeln. Außerdem könnte durch die verstärkte oder effizientere Nutzung einiger bereits bestehender Technologien der Anteil von Energieprodukten auf Biomassebasis erhöht werden.

Einige der Energieprodukte zukünftiger Fabriken werden den heutigen Produkten sehr ähnlich sein. Dies schließt unter anderem getrocknete Rinde und Spuckstoffe aus der Sortierung ein, die als Biobrennstoff, Terpentin, Seife und Tallöl verkauft werden. Diese Primärprodukte können für verschiedene Zwecke weiterverarbeitet werden, wie beispielsweise als flüssige Biobrennstoffe, Fernwärme und als Strom aus erneuerbaren Energiequellen. Abgeschiedene Teile der Teilströme, wie Lignin, Hemicellulose etc. können zu anderen Energieprodukten weiterverarbeitet werden.

Die Hauptunterschiede in Bezug auf die Erzeugung von Energie und anderen Produkte auf Biomassebasis von zukünftigen Sulfatzellstofffabriken könnten möglicherweise wie folgt aussehen:

- i. Erhöhte Stromverkäufe;
- ii. Ersatz fossiler Brennstoffe, die bei der Zellstoffherstellung, hauptsächlich im Kalkofen verwendet werden (siehe Abschnitt 3.3.23);
- iii. Stärkerer Einsatz überschüssiger Wärme als Fernwärme in kälteren Gebieten;
- iv. Integration der Zellstoffherstellung in andere Herstellungsverfahren, bei denen Biomasse als Rohstoff verwendet wird.

Entwicklungsstand

Der Entwicklungsstand der unterschiedlichen Optionen (i. bis iv.) kann folgendermaßen beschrieben werden:

- i. Erzeugung überschüssiger Energie/überschüssigen Stroms. Die wesentlichen Möglichkeiten für eine höhere Erzeugung von überschüssiger Energie sind die Verringerung des eigenen Wärme- und Stromverbrauchs (siehe Abschnitt 3.3.27) und die Einführung von Hochleistungsablaugekesseln, die mit Schwarzlauge mit einem hohen Trockensubstanzgehalt befeuert werden. Energieeffizientere Schwarzlaugekessel erzielen ein höheres Kraft-Wärme-Verhältnis, indem sie Techniken wie die Speisewasservorwärmung, Verbrennungsluftvorwärmung, Rauchgaswärme-rückgewinnung und insbesondere höhere Dampftemperaturen und -drücke nutzen.

In der schwedischen Zellstofffabrik SCA Östrand wurde 2007 ein neuer effizienter Kessel installiert. Vor Einbau des Kessels wies die Fabrik ein Stromdefizit von 114 GWh/Jahr auf; nach Einführung des neuen Kessels konnte die Fabrik 90 GWh/Jahr Überschussstrom erzeugen [137, K.Touminen 2010]. Energieeffiziente Ablaugekessel stellen eine verfügbare Technologie dar. Moderne, erst vor Kurzem in Betrieb genommene Kessel erreichen 515 °C und 110 bar und die Gesamtstromerzeugung kann im Vergleich zum Basisfall um bis zu 16 % höher sein, wenn alle Merkmale zur Erhöhung der Stromerzeugung bei der Konzipierung des Kessels berücksichtigt werden [124, Mäntyniemi 2010]. Die Stromerzeugungseffizienz des Systems kann weiter erhöht werden, wenn ein gereinigtes Heizgas anstelle von Schwarzlauge als Brennstoff für die abschließende Überhitzung des Dampfes verwendet wird. Die Gasverbrennungskammer kann eng in den Ablaugekessel eingegliedert werden. Durch diese Anordnung können viel höhere Dampftemperaturen von bis zu 560 – 600 °C angewendet werden [137, K.Touminen 2010]. Eine mögliche zukünftige Lösung zur weiteren Erhöhung der Stromerzeugung (durch Umwandlung des Energiepotentials der Schwarzlauge) ist die Technik der Schwarzlaugevergasung (siehe Abschnitt 3.4.2).

- ii. Ersatz fossiler Brennstoffe, die bei der Zellstoffherstellung, hauptsächlich im Kalkofen verwendet werden (siehe Abschnitt 3.3.23); Diese Technologie ist seit den 1980ern verfügbar, wurde aber nur in wenigen Fabriken umgesetzt. Aufgrund gestiegener Öl- und Gaspreise und Kosten für CO₂-Emissionszertifikate wird diese Technologie in der Zukunft möglicherweise profitabler.
- iii. Die verstärkte Nutzung überschüssiger Wärme als Fernwärme stellt in vielen Zellstofffabriken, insbesondere in den nordischen Ländern (z. B. Fabrik Södra Värö und Mönsterås), eine bewährte Technologie dar und wird wahrscheinlich in Zukunft häufiger angewendet werden.
- iv. Integration der Zellstoffherstellung in andere Herstellungsverfahren, bei denen Biomasse als Rohstoff verwendet wird (Bioraffineriekonzepte). Zukünftige Zellstofffabriken könnten sich schrittweise in Plattformen für integrierte Produktionsanlagen für andere Energie- und Bioraffinerieprodukte entwickeln. Es gibt Synergien durch eine gemeinsame Logistik und Aufbereitung des Ausgangsmaterials, gemeinsame Wartungsanlagen, eine gemeinsame Abwasserbehandlung und insbesondere Wärme- und Stromsysteme, die in die neuen Technologien und Prozesse integriert werden können. Es wurden unterschiedliche allgemeine Wege ermittelt, die die Umwandlung von Biomasse in Grundstoffe in bestehenden Zellstoff- und Papierfabriken umfassen. In Abbildung 3.87 sind diese Erzeugungswege von Biomasse zu Brennstoffen und chemischen Produkten dargestellt. Mögliche Brennstoffe und Chemikalien sind rechts aufgeführt.

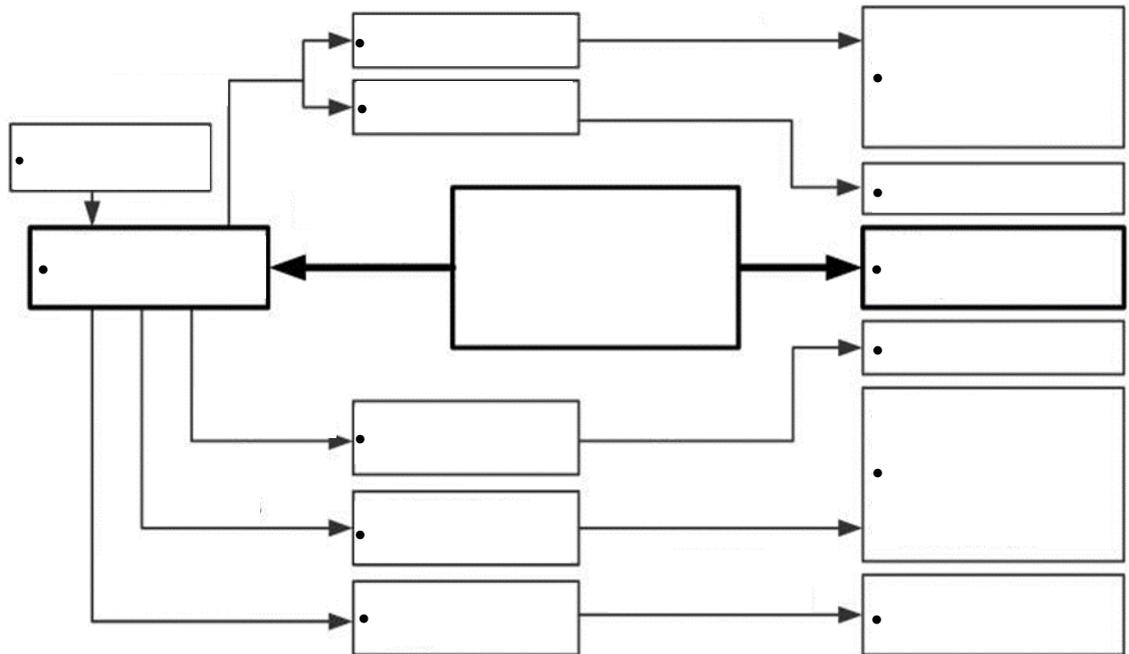


Abbildung 3.87: Erzeugungsweg Holz bioraffinerie

Auf der linken Seite des Diagramms sind die verschiedenen Ausgangsmaterialien, einschließlich Holzextrakten und Schwarzlaugen, die bei der Kochung von Hackschnitzeln entstehen, aufgeführt. Andere mögliche Ausgangsmaterialien sind forstwirtschaftliche Biomasse, Agro-Lignocellulose (Stroh, Maisstroh etc.) sowie Schlämme. Einige der Technologien wurden im Rahmen einer Demonstrationsanlage umgesetzt; es findet umfangreiche Forschung statt. Bei allen Erzeugungswegen sind noch Hindernisse zu überwinden, aber wahrscheinlich werden einige dieser Verfahren in der nahen Zukunft im großtechnischen Maßstab umgesetzt [133, A.v.Heiningen 2010]. Es ist von einer verstärkten Integration von Zellstofffabriken mit anderen Anlagen auszugehen.

Umweltauswirkungen

All diese Techniken verbessern die CO₂-Bilanz der Sulfatzellstoffherstellung, führen zur Verringerung der Treibhausgasemissionen und verbessern die Nutzung erneuerbarer Energiequellen anstelle fossiler Brennstoffe für verschiedene Zwecke. Es lagen keine Informationen über Emissionen und andere Umweltprobleme im Zusammenhang mit den Produktionsanlagen für andere Energie- und Bioraffinerieprodukte, wie Biobrennstoffe, Syngas, Ethanol und sonstige vor.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Zellstoff- und Papierindustrie ist einem wachsenden Wettbewerb durch neue Hersteller in tropischen und subtropischen Zonen ausgesetzt. Diese neuen Wettbewerber haben durch die Verfügbarkeit schnell wachsenden und qualitativ hochwertigen Plantagenholzes, die eine Produktion im größeren Maßstab ermöglicht, wesentlich niedrigere Herstellungskosten. Um wirtschaftlich zu bleiben, müssen sich die Hersteller herkömmlicher Zellstoff- und Papierprodukte in gemäßigten Zonen wandeln und die Integration von Holzprodukten und Zellstofffabriken mit Bioraffinerien, die Zellstoff, Bioenergie und biochemische Produkte herstellen, in Betracht ziehen. Ein wichtige Chance für Zellstoff- und Papierfabriken liegt darin, dass erneuerbare und

kohlenstoffneutrale Bioenergie und Verfahren für biochemische Produkte (Biobrennstoffe, Biomaterialien, Chemikalien) wirtschaftlich im Allgemeinen attraktiver sind, wenn sie in bestehende Zellstoff- und Papierbetriebe integriert werden. Diese Entwicklung hin zu einer integrierten Holzbioraffinerie wird es der Industrie ermöglichen, ihre eigene nachhaltige Energieversorgung und Wirtschaftlichkeit unter Nutzung der vorhandenen Infrastruktur und des bestehenden Wissens zu verbessern.

Referenzliteratur

[34, Kankkonen et al. 2010], [124, Mäntyniemi 2010], [128, P.McKeough et al. 2010], [133, A.v.Heiningen 2010], [137, K.Touminen 2010].

3.4.2 Vergasung von Schwarzlauge

Beschreibung

Die Schwarzlaugevergasung (Black Liquor Gasification – BLG) ist eine vielversprechende Technik zur Erzeugung von Überschussstrom oder die Herstellung von Biobrennstoff in Zellstofffabriken. Die Schwarzlaugevergasung beruht auf der Umwandlung konzentrierter Schwarzlauge in anorganische Verbindungen (hauptsächlich Natrium und Schwefel), die für die Rückgewinnung von Kochchemikalien und brennbaren Heizgasen, das hauptsächlich aus Wasserstoff und Kohlenmonoxid besteht, geeignet ist.

Die Schwarzlaugevergasung wird zur Erzeugung von Synthesegas für die Verbrennung in einer Gasturbine verwendet. Eine der interessantesten Möglichkeiten im Rahmen der BLG-Verfahren ist der Betrieb einer Gasturbine in Kombination mit einer Dampfturbine in einem kombinierten Prozess. Die eingedickte Schwarzlauge wird in einem Druckreaktor unter reduzierenden Bedingungen vergast. Das erzeugte rohe Synthesegas wird von der anorganischen Schmelze, Staub und Schwefelwasserstoff abgeschieden. Das entstandene Reingas wird in einer Gasturbine zur Stromerzeugung verfeuert. Die heißen Rauchgase werden zur Dampferzeugung in einem Abwärmekessel verwendet und der entstandene Hochdruckdampf erzeugt zusätzlichen Strom in einer Dampfturbine [13, Landälv et al. 2010], [193, Axegård et al. 2003, p. 58, p. 165].

Die Gasturbinentechnologie ist vorhanden, kann aber nicht auf die Schwankungen in einer Fabrik abgestimmt werden (daher ist ein Stützbrennstoff wie Erdgas erforderlich) und die in Frage kommenden Gasturbinen wurden nicht für Brennstoffe mit niedrigen Heizwerten optimiert, so dass noch Entwicklungsarbeit für die Turbine sowie den Vergasungsapparat zu leisten ist, damit das volle Potential eines kombinierten BLG-Prozesses ausgeschöpft werden kann.

Die BLG kann auch zur Erzeugung von Synthesegas als Rohstoff zur Herstellung höherwertiger Chemikalien für den Verkauf verwendet werden (siehe Abschnitt 3.4.1 oben). Dies wird manchmal als das Bioraffineriekonzept bezeichnet [55, M.Naqvi et al. 2011].

Entwicklungsstand

Zum Zeitpunkt der Verfassung dieses Dokuments (2013) ist die BLG-Technologie bei hohem Druck und hoher Temperatur, die von Chemrec entwickelt wurde, die vielversprechendste Technologie, die der Umsetzung im großtechnischen Maßstab am nächsten ist. Im Vergleich zu einem modernen Ablaugekesselsystem kann mit einem kombinierten Chemrec-Prozess, bestehend aus einer Gas- und Dampfturbine, 400 kWh Strom pro Tonne Zellstoff mehr erzeugt werden, wobei 80 kWh/Tonne luro zusätzliche elektrische Energie für den Verkauf darstellen. Die Produktionsleistung der Fabrik muss

jedoch 450 000 Tonnen lutro/Jahr übersteigen, um einen derartigen Wirkungsgrad mit der vergastem Schwarzlauge zu erzielen [57, O.Grigoray 2009].

Obwohl die Vergasung von Schwarzlauge eine vielversprechende Technologie für die Zellstoff- und Papierindustrie darzustellen scheint, gibt es Hindernisse, die einer kommerziellen Einführung entgegenstehen. Dazu zählen insbesondere: die Verfügbarkeit von Mitteln für die Umsetzung, das Fehlen eines preisgünstigen und zuverlässigen Feuerfestsystems, das den Vergasungsapparat länger als ein paar Jahre vor den rauen Bedingungen schützt, das Erreichen einer ausreichenden Reinheit des Synthesegases, die für den Gasturbinenbetrieb erforderlich ist sowie eine erhöhte Belastung in der Kaustifizierungsabteilung. Diese Probleme machen weitere Untersuchungen und die Ausführung neuer Versuche erforderlich.

Im Laufe der nächsten zehn Jahre könnten sich günstige Bedingungen für die Einführung der Schwarzlaugevergasung entwickeln, da der Anteil der Zellstofffabriken mit einer Produktionskapazität von mehr als 450 000 Tonnen lutro/Jahr bei 12 % liegt und weiter steigen wird. Außerdem sind die sich in Betrieb befindlichen Kessel dringend zu ersetzen, da sie das Ende ihrer Betriebslebensdauer erreicht haben.

Umweltauswirkungen

Die BLG-Technik verfügt über folgende mögliche Vorteile:

- Erhöhte Stromerzeugung durch Nutzung eines kombinierten Prozesses (Gasturbine plus Dampfturbine). Theoretische Bilanzberechnungen zeigen, dass durch ein kombiniertes BLG-Prozesskonzept ausgehend von dem Heizwert von Schwarzlauge ein Wirkungsgrad von circa 30 % erzielt werden kann. Dies kann mit einem Wert von 12 – 13 % für herkömmliche Ablaugekessel verglichen werden. Zugleich würde jedoch der Gesamtwirkungsgrad (Strom und Dampf) um ungefähr 5 % auf circa 75 % sinken. Somit nimmt die Prozessdampferzeugung ab. Im Falle eines Dampfüberschusses scheint dies eine interessante Option für eine erhöhte Stromerzeugung zum Export darzustellen.
- Geringe Emissionen in die Atmosphäre.
- Sie ermöglicht es Zellstofffabriken, deren Kapazität aufgrund der Beschränkungen des Ablaugekessels begrenzt ist, die Produktion zu erhöhen. Das System ist besonders vorteilhaft in Fabriken mit einer integrierten jedoch ungenutzten Auflösekapazität und in Anlagen, in denen dem Rückgewinnungssystem durch Veränderungen der Faserlinie ein höherer Trockensubstanzgehalt zugeführt wird (z. B. Anschluss mit niedriger Kappa-Zahl, Sauerstoffdelignifizierung, erhöhte Abwasserrückführung aus dem Bleichsystem).

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Es wurden keine detaillierten und transparenten Daten zur Verfügung gestellt. Der Preis für 1 MWh Strom ist ungefähr viermal höher als für Dampf, so dass die Erhöhung des Kraft-Wärme-Verhältnisses für Zellstofffabriken profitabel ist. Durch Steigerung der Stromerzeugungskapazität auf 2 100 kWh/Tonne lutro, wobei die Hälfte dieser Menge verkauft werden kann, kann der kombinierte Vergasungsprozess zusätzliche wirtschaftliche Vorteile für Zellstofffabriken mit sich bringen.

Referenzliteratur

[13, Landälv et al. 2010], [54, N.DeMartini et al. 2010], [55, M.Naqvi et al. 2011],
[56, Naqvi et al. 2010], [57, O.Grigoray 2009], [193, Axegård et al. 2003].

3.4.3 Selektive Entfernung von Chlorid und Kalium durch ESP-Aschebehandlung

Beschreibung

Hohe Werte der nicht verfahrensbedingten Stoffe Chlorid und Kalium im Rückgewinnungszyklus beim Sulfatprozess beschleunigen unter bestimmten Umständen das Verstopfen des Ablaugekessels. Die aktuellen Werte in einigen Fabriken machen die Abschaltung der Kessel zur Wasserwäsche mehrmals pro Jahr erforderlich, andere Fabriken vermeiden derartige ungeplante Abschaltungen durch erhöhte Rußblasung und Temperaturwechselbeanspruchung. In einigen Sulfatzellstofffabriken ist es gängige Praxis, einfach einen Teil der gesamten im Elektrofilter gesammelten Asche zu entfernen, dadurch geht jedoch eine beträchtliche Menge an Natriumsulfat und Natriumcarbonat verloren. Das entfernte Natrium muss ersetzt werden, so dass zusätzliche Kosten für Zusatzchemikalien entstehen.

Verfügbare Methoden zur Behandlung von ESP-Staub umfassen Auslaugen, Eindampfkristallisation, Kühlungskristallisation und Ionenaustausch. Die ersten drei Verfahren nutzen die unterschiedliche Löslichkeit von Alkalisulfat und Alkalichloridsalzen. Das Ionenaustauschverfahren nutzt die Ionenverzögerung zur Abtrennung des Chlorids vom Sulfat. Hierzu kann die Behandlung der aus dem ESP zur Chloridabtrennung entnommenen Asche unter Verwendung amphoterer Ionenaustauschharze erfolgen.

Entwicklungsstand

Alle vorstehend aufgeführten Systeme wurden mindestens in einer Fabrik in großtechnischem Umfang installiert und betrieben. Die gemeldeten Reinigungsleistungen und Betriebserfahrungen in Bezug auf die K- und Cl-Abscheidung schwanken.

Umweltauswirkungen

Die Techniken tragen dazu bei, die Prozessströme geschlossen zu halten und dabei negative Nebenwirkungen zu vermeiden. Wird eine höhere Kreislaufschließung der Prozessströme angestrebt, müssen die Zellstofffabriken auch die nicht verfahrensbedingten Chemikalien, die mit den Rohstoffen und Prozesschemikalien in die Fabrik gelangen, berücksichtigen. Zu den schädlichsten dieser Chemikalien gehören Chlorid und Kalium. Die Ansammlung von Chlorid (Cl) und Kalium (K) senkt den Schmelzpunkt der Ablaugekesselasche, verursacht Ablagerungen und Verstopfungen der Rauchgaswege. Außerdem steigt die Korrosionsgefahr. Dies kann alles zu Produktionsverlusten führen. Chlorid und Kalium sind in der Ablaugekesselasche angereichert. Die Entfernung des Chlorids und Kaliums aus der Asche wurde als attraktive Möglichkeit zur Minderung des Chloridgehalts im Rückgewinnungszyklus der Fabrik betrachtet.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Es wurden keine Daten über die großtechnische Anwendung zur Verfügung gestellt. Die wirtschaftlichen Vorteile bestehen darin, dass Sulfatzellstofffabriken dank dieser Technik die Kosten für Zusatzchemikalien senken können. Die Entfernung der Flugasche aus dem Ablaugekessel kann verringert werden.

Die Investitions- und Betriebskosten hängen von den angestrebten Reinigungsleistungen für Cl und K sowie dem gewählten Behandlungssystem ab. Die erforderlichen Leistungen hängen auch von der Natrium-Schwefel-Bilanz der Fabrik ab.

Referenzliteratur

[51, R.Honkanen 2010], [52, Goncalves et al. 2009].

3.4.4 Partielles Borat-Autokaustifizieren

Beschreibung

Die wichtigste Autokaustifizierungsreaktion, die im Feuerraum des Ablaugekessels stattfindet, erfolgt zwischen Natriummetaborat (NaBO_2) und Natriumcarbonat (Na_2CO_3) in der flüssigen Schmelze, wobei Trinatriumborat (Na_3BO_3) gebildet wird. Die kritischen Parameter des Prozesses sind die Temperatur und das Na/B-Verhältnis in der Schwarzlauge. Trinatriumborat reagiert im Schmelzeauflösetank mit Wasser zu Natriumhydroxid (NaOH) und regeneriertem NaBO_2 [39, M.Michniewicz et al. 2010], [40, B.Bujanovic et al. 2003], [41, H.Tran et al. 2001]

Der partielle Borat-Autokaustifizierungsprozess erfolgt, wenn Natriumborate zur Sulfatkochlauge unter unterstöchiometrischen Bedingungen zugegeben werden [38, M.Björk et al. 2005]. Ein Teil des Natriumcarbonats (Na_2CO_3) wird im Ablaugekessel kaustifiziert. Die Kaustifizierung des verbleibenden Na_2CO_3 wird in der herkömmlichen Kaustifizierungsanlage der Zellstofffabrik mit einer verringerten Kalkmenge abgeschlossen.

Die Technologie kann insbesondere für Sulfatzellstofffabriken, in denen eine wachsende Kaustifizierungs- und Kalkofenkapazität erforderlich sind, als attraktive Option erscheinen. Der Probetrieb in Fabriken hat gezeigt, dass es keine wesentlichen Nebenwirkungen für den Fabrikbetrieb gibt. Die Untersuchungen [37, B.Eckert et al. 2005], [40, B.Bujanovic et al. 2003] haben hauptsächlich gezeigt, dass in der Kochflüssigkeit vorhandenes Borat die Zellstoffausbeute erhöht, die Spuckstoffe verringern kann, die Selektivität der Ligninentfernung verbessert und die Zellstoffviskosität bei der gleichen Kappa-Zahl erhöhen kann.

Ein großer Vorteil der Technik besteht darin, dass keine Kapitalinvestitionen erforderlich sind, weil die Autokaustifizierungsreaktion im bestehenden Ablaugekessel abläuft. Der Erfolg der Technologie hängt zu einem großen Teil davon ab, ob die borhaltige Schwarzlauge in einem Ablaugekessel effektiv verarbeitet werden kann sowie vom Fertigstellungsgrad der Reaktionen, bei denen im Kessel Trinatriumborat (Na_3BO_3) gebildet wird.

Entwicklungsstand

Die Technologie wurde seit Anfang 2000 in mehreren Fabriken im Probetrieb getestet. Die Ergebnisse zeigen, dass die Technologie funktioniert, indem sie eine Verringerung des Kalkverbrauchs um eine Menge, die proportional zum Niveau (Grad) der Autokaustifizierung ist (abhängig vom Na/B-Molverhältnis im Kochflüssigkeitskreislauf), ermöglicht. Es wurden keine negativen Auswirkungen auf die Zellstoffeigenschaften, die Gerätekorrosion, den Kocherbetrieb, die Stoffwäsche, die Schwarzlaugeneindampfung, die Rekaustifizierung und den Kalkofenbetrieb festgestellt. Mehrere Sulfatzellstofffabriken in den USA, Kanada und Schweden (Stora Enso Norrsundet) wenden die Technik der partiellen Autokaustifizierung bereits an (Autokaustifizierungsniveau 10 – 30 %).

Umweltauswirkungen

Die Technik ermöglicht die Herstellung von Alkali (Natriumhydroxid) direkt im Ablaugekessel und eine Verbesserung der Kalkofen- und Kaustifizierungsprozesse durch die Verringerung der Kaustifizierungslast und der durch das System verarbeiteten Kalkmenge. Mit einer

Verringerung der Emissionen aus dem Kalkofen und einem verringerten Energie- oder Brennstoffverbrauch durch den Kalkofen sind vielversprechende Umweltvorteile verbunden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die partielle Borat-Autokaustifizierung kann Kosteneinsparungen und Umweltvorteile für Sulfatzellstofffabriken bedeuten, deren Kaustifizierungsoptionen begrenzt sind, indem Produktionsengstellen im Kochflüssigkeitskreislauf ohne die Kosten für den Kapazitätswachstum der herkömmlichen Kaustifizieranlage und des Kalkofens beseitigt werden. Die Vorteile werden durch die Verringerung der Kalkofenbelastung und der Brennstoffnutzung oder eine Verringerung der zugekauften Frischkalkmenge und der zu entsorgenden Kalkschlammmenge erzielt. Einige Vorteile ergeben sich auch durch die Erhöhung der Zellstoffausbeute im Kocher und/oder eine potentielle Verringerung der verwendeten Alkalimenge. Durch die Zugabe von Borat wird jedoch, insbesondere bei einem hohen Grad der Autokaustifizierung der Feststoffgehalt der verfeuerten Schwarzlauge erhöht und kann zu einer Verringerung des Heizwerts der Schwarzlauge und der Dampferzeugung führen.

Referenzliteratur

[37, B.Eckert et al. 2005], [38, M.Björk et al. 2005], [39, M.Michniewicz et al. 2010],
[40, B.Bujanovic et al. 2003], [41, H.Tran et al. 2001], [48, Mao et al. 2006].

3.4.5 SNCR oder SCR zur Reduzierung von NO_x-Emissionen aus dem Schwarzlaugenkessel

Beschreibung

SNCR

Durch das Eindüsen von Ammoniak (circa 900 – 1 000 °C) in heiße Rauchgase kommt es zur selektiven nichtkatalytischen Reduktion (selective non-catalytic reduction - SNCR), bei der Stickoxid durch Reaktion mit Ammoniak in molekularen Stickstoff (N₂) umgewandelt wird. Das Verfahren wird in Kraftwerkskesseln, Rindenkesseln, Spuckstoffverbrennungsanlagen, Glasöfen, Kalköfen und anderen Anlagen verwendet. Seine Wirksamkeit und Anwendbarkeit auf Ablaugekessel ist noch unklar.

Bei dem Verfahren wird der obere Teil des Ablaugekessels als „chemischer Reaktor“ verwendet und es sind keine zusätzlich nachgeschalteten Geräte nach dem Kessel erforderlich. Es müssen eine Reihe von Einspritzöffnungen für die Reduktionschemikalien auf verschiedenen Niveaus installiert werden.

Die Reaktion läuft normalerweise innerhalb eines engen Temperaturbereichs ab. Die Verminderung unerwünschten Ammoniakschlupfes (NH₃-Schlupf), eine gute Durchmischung des zugegebenen Ammoniaks und der Luft sowie eine ausreichende Verweildauer bei der richtigen Temperatur stellen bei der Nutzung der SNCR-Technik die wesentlichen Parameter dar. Bei zu hohen Temperaturen oxidiert das Ammoniak zu NO_x, während die Reaktionen bei niedrigen Temperaturen zu langsam sind und nicht umgesetzter Ammoniak aus dem Kessel ausströmt (Ammoniakschlupf).

SCR

Die selektive katalytische Reduktion (selective catalytic reduction – SCR), bei der Ammoniak in einem speziellen katalytischen Reaktor in abgekühlte Rauchgase eingedüst wird, stellt eine bekannte Technik dar, die großtechnisch in Kraftwerkskesseln angewendet wird, jedoch bei Ablaugekesseln erst das Versuchsstadium erreicht hat. Das Problem bei dieser Technik besteht darin, vor dem Verfahren im katalytischen Reaktor eine ausreichende Staubabscheidung aus dem Rauchgas sicherzustellen, und in der Lebensdauer des Katalysators.

Entwicklungsstand

SNCR

Die selektive nichtkatalytische NO_x-Reduktion auf Basis einer Ammoniakendüngung wurde in einem Ablaugekessel mit einer Kapazität von 2 000 t DS/Tag getestet [46, M. Lundberg et al. 2008]. Die Ergebnisse zeigen gute Reduktionsraten mit begrenztem Ammoniakverlust über den Lastbereich 60 – 100 %. Auf andere Emissionen hat die Zugabe von Ammoniak keine oder nur geringe Auswirkungen.

Besondere Aufmerksamkeit wurde der Aschechemie gewidmet, um das Potential der Ammoniumsalsbildung auf den Heizflächen zu bewerten. Analysen von Ablagerungsproben zusammen mit Berechnungen des thermodynamischen Gleichgewichts zeigen, dass dieses Potential begrenzt ist und keinen Einfluss auf die Eigenschaften der Ablagerungen hat.

Eine Schwierigkeit bei der Anwendung dieser Technik in Sulfatzellstoffablaugekesseln ist die schwankende Kessellast, die das optimale Temperaturfenster für die SNCR-Technik an eine andere Stelle im Rauchgaskanal verschiebt. Als Folge davon schwankt der Wirkungsgrad der NO-Reduktion. Außerdem sind noch zusätzliche Daten zur erhöhten Korrosionsgefahr des Rauchgaskanals erforderlich, die durch diese Technik entstehen kann. Tests zu dem Verfahren sind derzeit in der Durchführung [225, Hupa 2005].

Strömungssimulationen am Computer haben gezeigt, dass die Durchdringung des Gasdampfes im Ablaugekessel durch die SNCR-Strahlen schlecht war, was darauf hinweist, dass eine begrenzte Anzahl an Einspritzdüsen nicht ausreichend war, um eine gleichmäßige Verteilung zu gewährleisten. Das bedeutet, dass noch beträchtliche Verbesserungen des Eindüsungssystems möglich sind. Es gibt keine zuverlässigen Daten zur Wirtschaftlichkeit der Technik im Betrieb.

SCR

Es wurden Vorversuche zu der Technik in einem Sekundärstrom, der von den Rauchgasen im Ablaugekessel abgetrennt war, ausgeführt, aber ein großtechnischer Versuch wurde zum Zeitpunkt der Verfassung dieses Dokuments (2013) noch nicht berichtet [225, Hupa 2005]. Die SCR kann unter bestimmten Bedingungen (niedriger Staubgehalt nach dem ESP, niedriger SO₂ erforderlich, neue Anordnung der Heizfläche) als Option für neue Ablaugekessel betrachtet werden. Mindestens ein Hersteller von Ablaugekesseln hat Ablaugekessel mit SCR-Technik im Angebot.

Umweltauswirkungen

Im Vergleich zu herkömmlichen Verbrennungsanlagen weist der Schwarzlaugenkessel niedrige Stickoxidemissionen auf. Aufgrund der hohen Rauchgasvolumenströme stellt der Ablaugekessel jedoch die größte Quelle für NO_x-Emissionen in einer Sulfatzellstofffabrik dar. Somit würde durch Rauchgasbehandlungsmaßnahmen am Ablaugekessel die größte Wirkung auf die Gesamtemissionen erzielt. Außerdem ist eine Erhöhung der NO_x-Emissionen durch moderne, Hochleistungsablaugekessel zu erwarten, die hauptsächlich auf den erhöhten Trockensubstanzgehalt der Schwarzlauge (höhere Temperaturen) und höhere Feuerraumlasten zurückzuführen sind.

SNCR

Die potentielle Reduktionsrate von circa 30 – 50 % bei SNCR-Anwendungen wurde berichtet und bestätigt [225, Hupa 2005], die angewendete Stöchiometrie und der damit verbundene Ammoniakverlust wurden jedoch nicht angegeben. Die Reinigungsleistung hängt von der eingedühten Ammoniakmenge und den Betriebsbedingungen (niedriger Ausgangs-NO_x-Pegel, schwankende Temperatur, Wirkung anderer Bestandteile in den

Gasen) ab. Nicht umgesetzter Ammoniak, der in den Rauchgasen in Form von Ammoniakemissionen zurückbleibt, kann die Nutzung dieser Technik zur Verringerung der NO-Emissionen einschränken.

Für Ablaugekessel von Sulfatzellstofffabriken liegen noch immer unzureichende praktische empirische Daten über die beste Stelle zur Ammoniakemission und zur Vermeidung einer Überdosierung (Ammoniakverlust) vor.

SCR

Gemäß den in anderen Industriezweigen erreichten Ergebnissen (Großfeuerungsanlagen, die Glasindustrie) kann durch die Verwendung der SCR eine Verringerung von 70 – 90 % erwartet werden. Die Reinigungsleistung hängt von der eingesetzten Ammoniakmenge und den Betriebsbedingungen ab. Nicht umgesetzter Ammoniak, der in den Rauchgasen in Form von Ammoniakemissionen verbleibt, ist ein Faktor über den noch immer unzureichende praktische empirische Daten vorliegen und der die Wirksamkeit dieser Techniken bei der Verringerung der NO-Emissionen einschränken kann.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Es wurden keine Daten zu Investitionskosten zur Verfügung gestellt. Die Betriebskosten für das System umfassen die Kosten für Chemikalien, Strom, Wärme, die zur Verdampfung des eingesetzten Wassers benötigt wird, sowie Lohnkosten. Dabei stellt der Preis des Reduktionsmittels (Ammoniak) den wichtigsten Faktor dar.

Referenzliteratur

[46, M. Lundberg et al. 2008], [63, Salmenoja 2009], [225, Hupa 2005].

3.4.6 Entfernung von Komplexbildnern durch geeignete alkalische biologische Behandlung oder deren Rückgewinnung durch den Einsatz von „Nieren“

Beschreibung

Die Komplexbildner EDTA und DTPA werden seit vielen Jahren in der Zellstoff- und Papierindustrie angewendet. Sie werden aufgrund ihrer guten Maskierungseigenschaften verwendet, d. h. ihrer Fähigkeit, die Wirkung der gelösten Übergangsmetallionen ohne Ausfällung zu unterdrücken. Diese Metallionen sind fähig, den Abbau des Bleichmittels Wasserstoffperoxid in Radikale zu katalysieren. Erhöhte Konzentrationen von Komplexbildnern werden im Abwasser aus diesen Produktionsprozessen gemessen. Bei Abwasseranalysen von Marktsulfatzellstofffabriken wurden 25 – 40 % des zugegebenen Komplexbildners gefunden. Dies entspricht einem EDTA-Gehalt von 10 – 15 mg/l im Abwasser bei einer Fracht von 2 kg EDTA pro Tonne Zellstoff. Obwohl EDTA in Umweltkonzentrationen für Säugetiere ungiftig ist, bestehen einige Bedenken über das Potential von EDTA zur Remobilisierung giftiger Schwermetalle aus Sedimenten und die Schwierigkeiten in Bezug auf die biologische Abbaubarkeit dieses Stoffes.

Option 1

Mit einer biologischen Behandlung mit oder ohne Belebtschlammssysteme, wie sie gewöhnlich in der Zellstoff- und Papierindustrie verwendet wird, kann der CSB- und BSB-Gehalt des Abwassers erfolgreich verringert werden. Mit dem System kann jedoch das EDTA im Abwasser der Fabrik nicht wesentlich reduziert werden. Es wurde festgestellt, dass EDTA in unter normalen Bedingungen (pH-Wert 7) betriebenen Belebtschlammanlagen beständig gegenüber aerobem biologischem Abbau ist. Außerdem wird EDTA nicht vom Schlamm absorbiert, so dass EDTA die Behandlungsanlagen ohne wesentlichen Abbau durchläuft. Bei einer Studie [

154, Virtapohja et al. 1997] wurde festgestellt, dass in einer Belebtschlammanlage im großtechnischen Maßstab unter leicht alkalischen Bedingungen (pH-Wert 8 – 9) ein biologischer Abbau von EDTA erfolgt. Es wurde eine mittlere EDTA-Reduktion von circa 50 % (circa 10 % bei pH-Wert 7) erzielt.

Option 2

Eine weitere technische Option zur Verringerung der Freisetzung von Komplexbildnern mit dem Abwasser aus den Peroxidbleichstufen besteht in der Senkung des Verbrauchs und der Freisetzung dieser Verbindungen durch die Nutzung von „Nieren“. Nieren könnten zur Rückgewinnung von EDTA aus dem Abwasser der Q-Stufe (Filtrate) in Betrieb genommen werden. In diesem Fall wird von einer Verringerung des EDTA-Verbrauchs um 65 % ausgegangen. Nierensysteme können auch wirksame Mittel zum Entfernen anderer problematischer Stoffe, wie Extraktstoffe und Metalle, aus den Bleichfiltraten darstellen.

Die Nieren basieren auf der Zugabe von Chemikalien zu dem Filtrat (Bleichabwasser) unter leicht alkalischen Bedingungen (pH-Wert circa 10). An EDTA (oder DTPA) gebundene Metalle werden freigesetzt, ausgefällt und mit dem Schlamm entfernt ([116, Rampotas et al. 1996], [193, Axegård et al. 2003], S.90).

Das Anwendungsprinzip einer Beispielniere für die Rückgewinnung von Komplexbildnern ist in Abbildung 3.88 dargestellt.

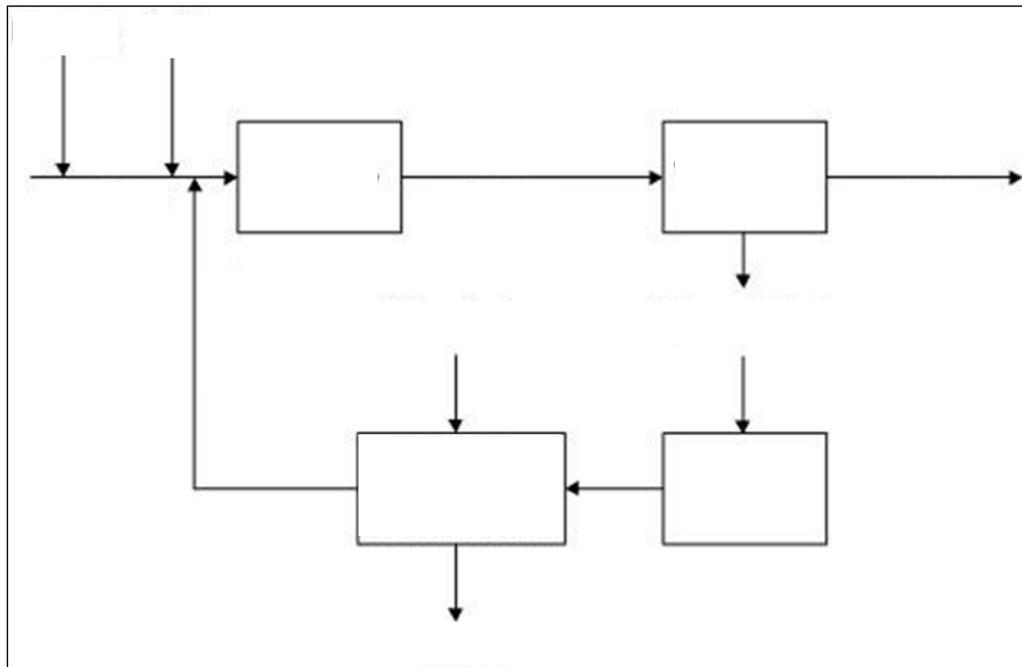


Abbildung 3.88: Rückgewinnung von Komplexbildnern in Bleichanlagenfiltraten durch Anwendung einer Niere

Durch Verringerung der in die Bleichanlage eingeleiteten Metallmenge, wird eine geringere Menge an Komplexbildnern vor der Peroxidstufe benötigt. Zusätzlich wird der Verbrauch durch die Rückgewinnung der Komplexbildner selbst verringert. Es werden Verringerungsraten für Calcium, Mangan und Eisen von mehr als 80 % erwartet. Die Q-Rückgewinnung führt zu einer geringeren Zugabe von Frisch-Q. Somit gelangt eine geringere Menge an Metallkomplexen ins Abwasser.

Entwicklungsstand Option 1

Der biologische Abbau von EDTA in Belebtschlammanlagen mit speziell angereicherten Bakterienkulturen (mit EDTA gezüchteter Schlamm) oder unter alkalischen Bedingungen sieht vielversprechend aus. Die Behandelbarkeit von EDTA-haltigem Abwasser aus Bleichanlagen in Belebtschlammanlagen unter leicht alkalischen Bedingungen wurde durch Untersuchungen in großtechnischen Belebtschlammanlagen bestätigt. Prozessparameter, wie Schlammverweildauer, Temperatur, Schlammalter, Zusammensetzung der EDTA-Komplexe etc. sind sehr wichtig und werden noch erforscht.

Option 2

Keine großtechnische Anwendung.

Umweltauswirkungen Option 1

In großtechnischen Belebtschlammanlagen wurden unter leicht alkalischen Bedingungen (pH-Wert 8 – 9) eine mittlere EDTA-Reduktion von circa 50 % (circa 10 % bei pH-Wert 7) erzielt. Die Ergebnisse haben außerdem gezeigt, dass die Einstellung des pH-Werts auf 8 – 9 mit Calciumoxid (Zugabe circa 90 mg CaO/l) den normalen Betrieb der Belebtschlammanlage nicht stören. Die Konzentrationen von EDTA in den Proben mit beschleunigtem biologischem Abbau blieben relativ konstant (2 – 4 ppm). Der biologische Abbau von EDTA erhöht die freigesetzte Stickstoffmenge. Da Abwässer von Zellstoff- und Papierfabriken im Allgemeinen stickstoffbedürftig sind, ist der verbesserte Abbau von EDTA in Belebtschlammanlagen als Mittel zur Erhöhung der Stickstoffanreicherung deshalb ein klarer Vorteil.

Option 2

Die Verwendung von Nieren für Bleichanlagenabwasser ermöglicht die Verringerung des Frischwasserverbrauchs durch die Rückführung von Bleichfiltraten [193, Axegård et al. 2003].

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Zusätzliche Kosten für den biologischen Abbau von EDTA in Belebtschlammanlagen unter alkalischen Bedingungen entstehen hauptsächlich durch den CaO-Verbrauch.

Zur Anwendung des Nierensystems für Bleichanlagen liegen keine Daten zur Wirtschaftlichkeit vor.

Referenzliteratur

[116, Rampotas et al. 1996], [154, Virtapohja et al. 1997], [193, Axegård et al. 2003].

3.4.7 Verstärkte Kreislaufschließung in Verbindung mit dem Einsatz von „Nieren“

Beschreibung

Die Verringerung des Frischwasserverbrauchs bei der Sulfatzellstoffherstellung ist aufgrund des verringerten Energieverbrauchs und verminderter Wasser- und Abwasserbehandlungskosten sowohl unter dem Gesichtspunkt des Umweltschutzes als auch unter dem Aspekt der Wirtschaftlichkeit vorteilhaft. Da die Bleichanlage den am stärksten geöffneten Anlagenteil in einer Zellstofffabrik darstellt, wurden Anstrengungen unternommen, um die Filtrate in die Rückgewinnungssysteme zu integrieren oder deren Rückführung innerhalb der Bleichanlage zu verbessern. Ein hoher Grad der Kreislaufschließung in Zellstofffabriken kann jedoch negative

Auswirkungen haben, da dies zu einer Anreicherung gelöster Stoffe und nicht verfahrensbedingter Stoffe (NPE) in den Bleichstufen und chemischen Prozessen (Prozessflüssigkeiten) führt. Sulfatzellstofffabriken, die kontinuierlich mit einem hohen Grad der Kreislaufschließung betrieben werden (zum Beispiel bei einem Wasserverbrauch von circa 15 m³ pro Tonne Zellstoff oder weniger), müssen spezielle Techniken zur Abscheidung und Entfernung der störenden, nicht verfahrensbedingten Stoffe verwenden.

Die wesentlichen negativen Auswirkungen einer Konzentration von nicht verfahrensbedingten Stoffen in einer Zellstofffabrik sind Verkrustungen, Verstopfungen, erhöhter chemischer Ballast und Zersetzung von Bleichchemikalien (siehe Tabelle 3.34).

Tabelle 3.34: Negative Auswirkungen durch nicht verfahrensbedingte Stoffe

Negative Auswirkungen	Elemente
Belagbildung, Ablagerungen in allen Anlagenteilen	Al, Si, Ca, Ba
Verstopfung im Ablaugekessel	K, Cl
Korrosion	K, Cl
Inerte Verbindungen im Kalkreislauf	P, Mg, Al, Si
Weniger wirksame Sauerstoff- und Peroxidbleiche	Mn, Fe, Cu
Umweltwirkung	N, P, Cd, Pb
<i>Quelle: [193, Axegård et al. 2003] (S. 4 – 8, 65 – 108)</i>	

Bei einer umfassenden Bleichanlagenschließung werden unter anderem folgende Hauptprobleme beobachtet:

- Ausfällung und Ablagerung schlecht löslicher Verbindungen mit alkalischen Metallionen, d. h. Calciumoxalat, Calciumcarbonat und Bariumsulfat;
- Übergangsmetallionen, die als Katalysatoren für den Abbau von Wasserstoffperoxid wirken;
- Die negative Auswirkung von Manganionen Mn(II) auf die Wirksamkeit der Bleiche mit Chemikalien auf Sauerstoffbasis.

Die durch die Anreicherung von nicht prozessbedingten Elementen verursachten Probleme können durch die Anwendung der Nierentechnologie (Entfernungs-/Abscheideprozesse) wirksam gelöst werden. Diese Art Prozesse sind bekannt und verfügbar, aber wesentliche Beschränkungen liegen bei den Kosten und der geringen Zahl an großtechnischen Anwendungen.

Status of development

With regard to closed-cycle mills for bleached pulp, areas can be found where new technology has been introduced which facilitates this goal, but also areas where more development is needed. Total system closure during pulp production – that theoretically enables the realisation of an effluent-free pulp mill – is not yet possible because the non-process elements which enter the process mostly with the wood, but also with the chemicals and the process water, accumulate in the process and must be purged out of the system.

Kidney techniques for NPEs include ([\[193, Axegård et al. 2003 \]](#), p. 65-108) the items listed below.

- **Chip leaching.** Wood chips are normally the main source of most NPEs in a kraft pulp mill. A significant part of these ballast substances can be removed from the wood by leaching the chips with an acidic solution at 80 – 100 °C before the cooking stage. The results of the studies using different leaching liquors (water, acid, chelating compounds and MgSO₄ solutions) ([\[193, Axegård et al. 2003 \]](#) p. 83 – 89) show the possibilities of removing various NPEs from industrial pine chips. Acid leaching using diluted sulphuric acid, which appeared to be the most effective, was shown to decrease the content of most of the metal ions. The content of K was decreased by approximately 75 %; Ca, Mn and Mg by approximately 70 %; Al, Ba, Cd, Co, Cu, Ni and Zn in the range of 50 – 65 %. The potential for implementation is good. The basic requirements of such a process have been largely clarified and the process is ready for industrial testing ([\[193, Axegård et al. 2003 \]](#), p. 6).
- **Filtration of green liquor and removal of green liquor sludge.** Green liquor sludge separation and removal has been considered the important kidney for a number of non-process elements in the kraft pulp process. But it is well-known that the traditional way of separation by sedimentation is difficult and not sufficiently effective, especially in the case of an increased degree of recirculation of process streams. Much better separation results are possible by the application of filtration techniques. In the framework of the research programme KAM2, filtration properties of green liquor sludge have been studied and processes to improve this inherently difficult separation step have been suggested ([\[193, Axegård et al. 2003 \]](#), p. 91 – 94). The addition of aluminium and calcium ions improves the filtration properties as does the addition of lime mud to the green liquor sludge.
- **Acidic lignin precipitation from black liquor.** The main purpose for lignin separation from black liquor is to recover surplus energy in the form of a solid biofuel. But, as a side effect, NPEs are removed from the pulp mill liquor cycle together with the lignin. In the framework of the Ecocyclic pulp mill project, the following processes have been studied: precipitation of lignin by acidification, separation of precipitated lignin by filtration and washing of the lignin ([\[193, Axegård et al. 2003 \]](#), p. 95 – 96). Favourable conditions for precipitation from black liquor of about 30 % DS have been established as well as the dewatering and washing properties of the precipitated lignin. Important parameters are the precipitation temperature, the ionic strength and the pH. The method is ready for testing on a pilot scale.
- **Membrane fractionation of kraft black liquor lignin.** The studies ([\[193, Axegård et al. 2003 \]](#), p. 97 – 100) have shown that it is possible to successfully fractionate and concentrate black liquor by ultrafiltration with polymeric and ceramic membranes. Ceramic membranes maintain favourable properties at high temperatures and high alkalinities. An attractive option is to remove lignin from the digester circulation, which might increase the pulping and bleaching performance. The method is ready for testing on a pilot-scale mill.
- **Separation of metal ions from bleaching plant filtrates – kidneys in bleach plant.** Internal bleach plant closure to reduce water consumption by a counter-current recycling of filtrate leads to an increase in water temperature and an increase in the concentration of inorganic and organic compounds in the bleach plant. The proposed solution is to introduce new kidneys to the bleach plant to avoid potential process problems. For the D stage filtrate and filtrates from other acidic stages the 'Champion's process concept' can be applied ([\[193, Axegård et al. 2003 \]](#), p. 79). It includes the removal of multivalent metal ions (Ca²⁺, Mg²⁺, Mn²⁺, etc.) using a cation exchange process. The purified filtrate can be recycled to the bleach plant. Another method used to purify acidic or almost neutral bleach plant filtrates, rich in dissolved NPEs, is to adjust the pH of the filtrate to about 11 (at 60 °C) using lime mud, lime or white liquor. A large number of metal ions will then form slightly soluble compounds that can be separated by filtration or flotation. Neutral and alkaline filtrates can be purified (mainly from organic substances) with the methods of ultra- and nano-filtration ([\[](#)

[193, Axegård et al. 2003](#)], p. 104 – 106). However, the application of these techniques is, so far, at the stage of laboratory-scale investigations.

- **Removal of chloride and potassium by ESP ash treatment.** Different techniques which are already used in some pulp mills (see Section 3.4.6) could also be considered NPE kidneys. In the KAM2 project another new technique – electro dialysis – has been studied ([[193, Axegård et al. 2003](#)], p. 100 – 102). Electro dialysis is a separation method that uses electrical potential difference as its driving force. The separation mechanism is based on the use of ion-selective membranes and an electrical field transverse to the membrane. This technique is promising for the pulp industry not only for ESP dust treatment but also for removal of chlorides from bleaching filtrates.

Environmental implications

The developments towards closed-cycle mills are aiming to virtually eliminate the discharges of organic and inorganic material to water and to minimise the dilution of energy released within the system.

Economics

No data available.

Reference literature

[[193, Axegård et al. 2003](#)].

4 THE SULPHITE PULPING PROCESS

The production of sulphite pulp is much smaller than the production of kraft pulp. The main reason for the more limited applicability of sulphite pulps is that the strength properties of the pulps are generally not as good as those of kraft pulp, although for some speciality pulp applications sulphite pulp provides other advantageous properties. No new sulphite pulping plant has been built for decades. Investments and activities to expand the product spectrum (use of by-products), improve pulp quality or develop new products have been the main focus.

The sulphite process is characterised by its high flexibility in terms of the cooking conditions and the product qualities manufactured. In principle, the entire pH range can be used for sulphite pulping by changing the dosage and composition of the chemicals. Thus, the use of sulphite pulping permits the production of many different types and qualities of pulps for a broad range of applications.

4.1 Applied processes and techniques

In Europe (excluding Russia, Belarus and Turkey), there are 18 chemical sulphite mills in operation (2010). This chapter focuses on the manufacturing of pulp for papermaking (13 mills) but also gives a brief outline of some special pulping methods such as the production of dissolving pulp for the textile industry (three mills in AT, ES and SE) and speciality pulp for chemical applications (two mills in FR and NO). Neutral sulphite semi-chemical (NSSC) mills are briefly described. This section also includes a short presentation of the manufacturing of bleaching chemicals and the production of by-products.

Because of the similarities between sulphite and kraft pulping, a number of the measures for kraft pulping are valid in most respects for sulphite pulping too. For those techniques the reader is referred to the respective sections in the kraft pulping chapter (Section 3.3). Concerning techniques to consider in the determination of BAT for papermaking the reader is referred to Section 7.3, which applies to all integrated pulp and paper mills.

At the moment, there is only one integrated sulphite pulp mill in Sweden (Nordic Paper, Säffle) which produces some unbleached sulphite pulp in small quantities (and the 'unbleached' sulphite pulp is delignified in an ozone stage followed by an extraction stage). All the other sulphite pulp mills in Europe produce bleached sulphite pulp. Three mills produce market sulphite pulp for papermaking (AT, CZ, PT), one from hardwood (eucalyptus) and two from softwood. Neutral sulphite semi-chemical pulp (NSSC) mills, using a combination of sulphite and mechanical pulping, manufacture unbleached pulp only (fluting).

The sulphite process can be distinguished according to the chemical pulping technology (pH, base used) and the products manufactured (paper pulp, viscose pulp). The pulp grades can be divided into three groups: pulp for papermaking (acid bisulphite, magnefite pulp), dissolving pulp for textile production and speciality pulp for chemical applications. In Table 4.1 the different types of sulphite pulping that are operating in Europe are compiled.

Table 4.1: Main sulphite pulping processes in Europe

Process (1)	Number of mills in Europe	pH	Base	Cooking temperature (°C)	Pulp yield (%)	Products
1. Acid (bi)sulphite	11 mills	1 – 2.5	mainly Mg ²⁺ , Ca ²⁺ (1 mill, IT),	125 – 155	40 – 54	Tissue, printing paper, special paper
2. Bisulphite (magnefite)	2 mills (AT, SE)	3 – 5	Mg ²⁺	150 – 170	50 – 65	Printing paper
3. Dissolving pulp for the textile industry	3 mills (AT, ES, SE)	1 – 2.5	Mg ²⁺ , Na ⁺ , Ca ²⁺ /Mg ²⁺	150	35 – 38	Textile production (viscose and rayon)
4. Speciality pulp for chemical applications	2 mills (FR, NO)	1 – 2	NH ₄ ⁺ , Ca ²⁺	125 – 150	30 – 55	Chemicals, filters and materials
5. Neutral sulphite (NSSC)	6 mills (BG, 2 in FI, PL, 2 in SE)	5 – 7	Na ⁺ , NH ₄ ⁺	160 – 185	75 – 90	Corrugated medium, fluting
NB: (1) The processes are further explained in Section 4.1.1.						

The sulphite cooking process is based on the use of aqueous sulphur dioxide (SO₂) and a base – magnesium, calcium, sodium or ammonium. The specific base used will impact upon the options available within the process with respect to the chemical and energy recovery system and water

use. The use of the relatively cheap calcium base has decreased (three mills in Europe still use calcium as a base (ES, IT, NO)) because the cooking chemicals cannot be recovered economically. The use of calcium as a chemical base does not allow the recovery of the used chemicals and organic substances in a recovery boiler, but the spent cooking liquor can be recovered as products (see Section 4.1.5). In Europe there is one sulphite pulp mill (FR) using ammonium as a base. The dominating sulphite pulping process in Europe is magnesium sulphite pulping (around 11 mills), with just one mill using sodium as a base (SE). Both magnesium and sodium bases allow chemical recovery. The lignosulphonates, sugars and other substances generated in the cooking liquor can be used as a raw material for producing different chemical products.

4.1.1 The major groups of sulphite pulp mills in Europe

The basic characteristics of the different types of mill are outlined in the following five sections.

4.1.1.1 Acid bisulphite pulping for papermaking

In Europe, there are around 13 mills that produce paper grade pulp with the acid bisulphite method. Acid processes are those in which the pH is 1 – 2.5. Sulphite pulping for papermaking derives its name from the use of a bisulphite solution as the delignifying medium. The cation used for papermaking pulp is usually magnesium (11 mills in Europe) and in one case calcium (IT). Most of the paper pulp manufacturers are integrated. However, single mills produce market pulp.

Calcium is only used as a base in one mill in Europe, which manufactures paper grade pulp for fine and speciality paper (IT); the other calcium-based mills manufacture dissolving pulp (ES) and speciality pulp (NO). Calcium sulphite differs from the other sulphite cooking processes as the cooking has to be done at a very low pH level (about 1.5) in order to avoid precipitation of calcium sulphite.

4.1.1.2 Magnefite process

The magnefite process is operated in two paper pulp mills in Nymölla, SE, and Gratkorn, AT. The magnefite process uses a higher pH range (3 – 5) than the acid sulphite process, which is operated at a pH value of 1 – 2.5. This results in softer cooking conditions with increased pulp strength properties and a slightly higher yield compared to the acid sulphite process. The two magnefite mills in Europe use the magnesium bisulphite process.

There are two major technical differences to consider between magnefite pulping and the acid bisulphite process.

- In the magnefite process, a pH value of 4 can be achieved in the white liquor preparation without SO₂ reinforcement measures. The operation of a pressure storage tank for sulphur dioxide is therefore not necessary.
- The SO₂ in the white liquor occurs in the bisulphite form.

The other pulp production steps are similar to the acid sulphite process. The kappa numbers of unbleached pulp after magnefite cooking are higher than after acid cooking: the magnefite process is operated at kappa numbers 21 to 26 for paper pulp. In comparison, kappa numbers 14 to 16 are normally reached with the acid sulphite process in integrated production (e.g. Hallein and Neusiedler, AT; Alfeld, Stockstadt and Ehingen, DE). However, one mill that produces market pulp from hardwood also cooks at kappa range 20 – 22 to meet the required strength properties and compensate for the strength losses during drying of the pulp.

As a consequence of the higher kappa numbers before bleaching, the bleachability of such pulps is not as good as for others cooked at a lower kappa number. Longer bleaching sequences and/or

higher bleaching chemical charges are therefore necessary in order to achieve a high level of brightness of the pulp. This causes higher loads of COD and BOD in the effluents from the bleaching stages. Magnefite pulp mills operate an oxygen bleach stage (EOP_{MC}) before entering the two-stage peroxide bleaching.

4.1.1.3 Dissolving pulp for the textile industry

In Europe, there are three companies manufacturing dissolving sulphite pulp (in AT, ES and SE). All three use a different base in the cooking plant: magnesium, a mix of calcium and magnesium, and sodium.

In principle, the process is very similar to the manufacturing of sulphite pulp used for paper manufacturing. Producers of dissolving pulp are producing low kappa products that are predominantly sold to the viscose textile industry. For the manufacturing of dissolving pulp, the same chemicals are used as in the common acid bisulphite process. Therefore, the chemicals and energy recovery system is very similar. The major differences can be found in cooking and bleaching. The aim of cooking in dissolving pulp manufacturing is to achieve a low viscosity, i.e. a short molecule chain in the cellulose. This is adjusted in the cooking plant and also in the bleaching.

In one of the European dissolving sulphite pulp mills (Lenzing, AT, manufacturing viscose fibres) the delignification of hardwood (beech) is brought down to a kappa number of 4 – 7 before bleaching. There are no effluents before the pulp enters the bleach plant. The bleaching sequence of the plant is carried out in three stages: EOP – Z – P (TCF bleaching).

In the first bleaching stage consisting of oxygen and peroxide delignification and alkaline extraction, the kappa number is decreased to 2 and a α -cellulose content of 91 % is achieved. Around 50 kg NaOH per tonne of pulp (oven dry) is used. The releases of this bleaching stage (COD load approximately 85 kg/t) are treated in an evaporation plant. The concentrates are incinerated in a soda boiler. This eliminates the bulk of the pollution load from the bleach plant.

The second bleaching stage uses ozone as a bleaching agent. The last bleaching stage uses peroxide which brings the kappa number down to 0.5 (>90 % ISO, α -cellulose content >91 %). The COD load from the second and third bleaching stage is 15 kg/t before treatment and is purified in a biological waste water treatment (reduction rate >90 %).

Besides the bleach plant, the major source of water pollution is the condensates from the evaporation plant. The example pulp mill extracts acetic acid and furfural as valuable products from the evaporator condensates, thus reducing the COD load of the condensates by 75 %. The remaining pollution load is 30 kg COD/t which is treated in the biological waste water treatment (reduction rate >90 %) together with the other partial waste water streams.

The initial pollution load of the waste water from dissolving sulphite pulp mills depends on the amount of alpha-cellulose to be achieved and on the internal measures applied for the reduction of emissions. A higher alpha-cellulose content corresponds to higher product qualities and a higher alpha-cellulose content of the pulp means a higher dosage of NaOH. This results in lower yields and higher pollution loads in water. For instance, the use of 90 – 100 kg NaOH/ADt of pulp to produce pulp with an alpha-cellulose content of 92.5 % would double the organic load in the effluents as mentioned above (and reduce the yield by 5 %).

The manufacturing of dissolving sulphite pulp involves a combination of delignification and finishing.

4.1.1.4 Speciality pulp for chemical applications

In Europe, there are two companies manufacturing speciality sulphite pulp (in FR and NO), one using ammonium and one using calcium as a base. Due to significant differences in the processes and end products, the production of speciality pulp is distinguished from the production of paper grade pulp and dissolving pulp.

Speciality pulp means pulp that can be used after modification in many sectors of the chemical industry. The major applications are the following.

- Cellulose ethers (methyl-, hydroxyethyl- or carboxymethyl-cellulose) most of which are water-soluble. Thanks to this property, these products are used in pharmaceutical, food, cosmetics, paint and construction markets.
- Cellulose esters (cellulose acetate and nitrocellulose) with applications in explosives, paints, varnishes, filters and plastics.
- Microcrystalline cellulose for food and pharmaceutical applications.

The production of pulp for these end uses requires a highly flexible plant that is able to handle very low to very high kappa levels and which produces pulp with low to high alpha or purity levels.

In this sense, a speciality pulp mill is a dedicated multiproduct mill with a flexible process. The process is slightly different from the majority of dissolving pulp producers, as the latter only produce low kappa products (single products) that are predominantly sold to the viscose textile industry.

The adjustment of the viscosity is carried out by modifications in the cooking phase (low to high kappa number) and in the bleach plant (by use of peroxide and hypochlorite). The production of high viscosity pulp, as is needed by the cellulose ether producers, requires very careful cooking which results in very high unbleached kappa levels. The further processing of such high kappa material requires some special conditions when it comes to the bleaching process. A traditional oxygen stage (see Section 4.3.3) is not very well suited due to the viscosity loss that results from use of oxygen. For the same reason, use of ozone is excluded. An additional negative effect of the use of oxygen is the stabilisation of hemicellulose, making it difficult to reach the desired alpha level in the hot alkali extraction stage.

Delignification is instead obtained in the hot alkali extraction stage with the use of NaOH, in parallel with the extraction of hemicellulose. The amount of reactive depends on the desired alpha-cellulose content. The hot alkali extraction constitutes the main part of the COD load from the bleaching sequence. Due to the high unbleached kappa level, the production of high viscosity products results in a higher COD than production of paper- and viscose dissolving pulp (or low viscosity speciality pulps). The remaining lignin has to be removed using one or more steps with chlorine dioxide. Figure 4.1 presents the production scheme of a sulphite mill manufacturing speciality pulp for chemical applications. The major flows of fibres, spent liquor, input fresh water and waste water releases can be seen.

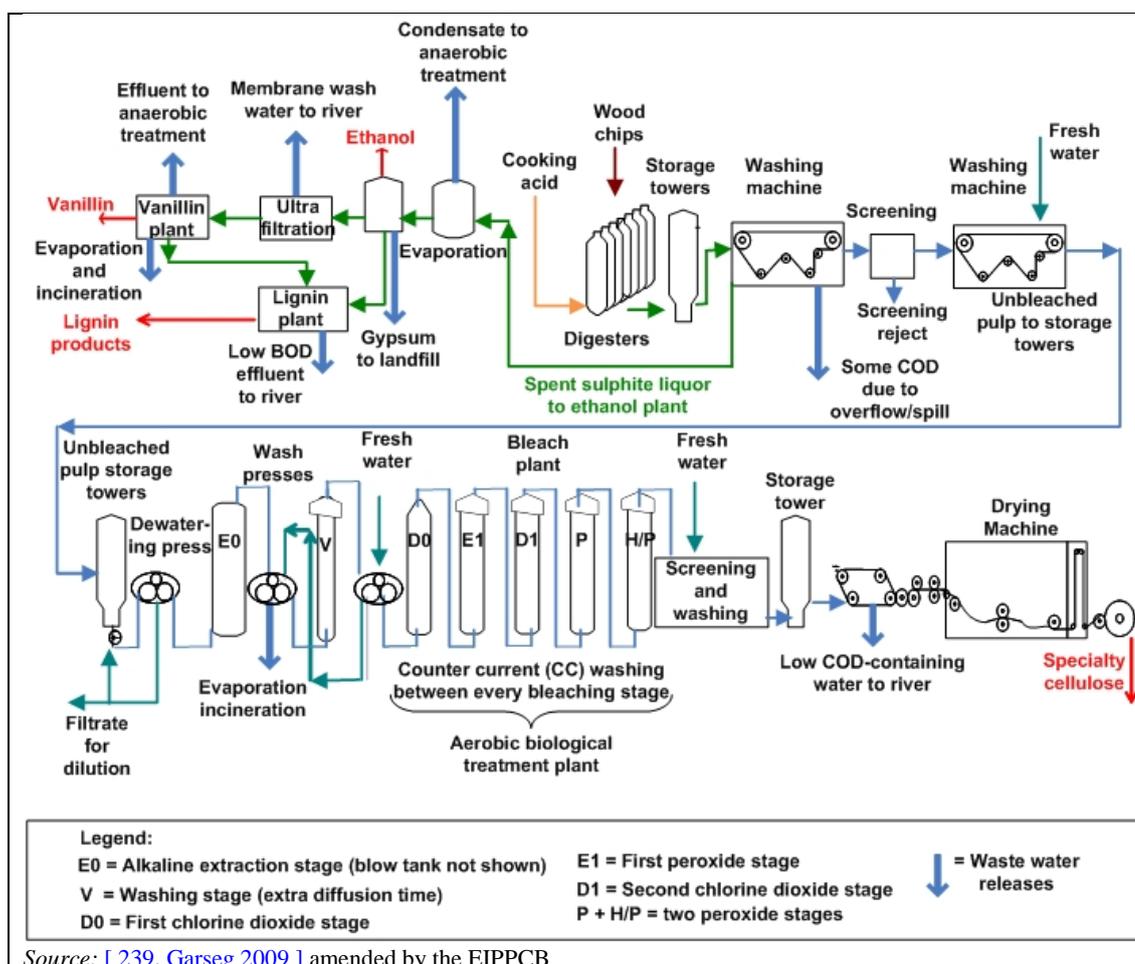


Figure 4.1: Process flow of a sulphite mill producing speciality pulp and various products based on the conversion of the spent sulphite liquor

An applied bleaching sequence is, for example, E-D-E/P-D (French mill) or the one shown in Figure 4.1. In a 100% speciality cellulose dedicated mill, the COD load from the hot alkali extraction stage represents a very large amount of organic substances that cannot be efficiently treated by biological treatment. Therefore, in Europe, sulphite mills concentrate the effluent flow from the extraction stage in an evaporation plant (see Figure 4.1). The concentrated liquor is then burnt in a soda boiler (internal or external plant). The evaporation of dissolved matter from the extraction stage is a very specialised operation that is difficult to control. There is a risk of clogging in the evaporators if operational conditions are not well managed. Frequent cleaning of the evaporators is needed.

Due to the high unbleached kappa level, the production of high viscosity products results in a higher initial COD than the production of paper pulp. The higher AOX level is caused by the chlorine dioxide bleaching stages.

The production of speciality pulp includes products with very low viscosity. For low viscosity levels in the cellulose, hydrogen peroxide can be used to adjust the viscosity of the pulp. For pulps with low viscosity, oxygen may be used in addition. In order to produce these products with a low level of viscosity variation, hypochlorite is used in a few cases.

Speciality pulp mills have to produce a large range of products for different markets. Consequently, the balance between low and high viscosity grades often changes from year to year. This changeable situation may induce significant variations in emission levels.

4.1.1.5 Neutral sulphite semi-chemical pulp (NSSC)

Six NSSC mills are operating in Europe, three of which also manufacture kraft pulp at the same site (Mondi Swiecie mill, in PL; Gruvön and Skärblacka mill in Billerud, SE). The basic concepts and techniques are the same in sulphite and NSSC pulping. However, there are important differences to be taken into account: the operation of refiners, the fact that there is no need for bleaching and that the chemical recovery cycle is different.

Chemical pulps are made with little or no mechanical work to liberate the fibres from the wood, but they have a high degree of organic dissolution and a relatively low yield from wood (around 50 %). Mechanical pulps are made with high energy input; very little organic dissolution occurs, resulting in a high yield from wood. Semi-chemical pulps are made by combining the two principles of chemical and mechanical pulping. The most common type of semi-chemical pulp in Europe is the NSSC pulp. The process is mainly applied to produce special pulps for board manufacturing; the most common application is the production of corrugating medium (fluting, the inner part of corrugated board). Pulping yields are frequently in the range of 75 – 85 % from wood, but can be lower in certain applications. The yield depends on cooking time and temperature. For the manufacture of fluting from NSSC pulp, bleaching to high brightness and purity is not required. Therefore, all NSSC mills in Europe manufacture unbleached pulp.

The pulping process [261, [Papermaking Science & Technology 2000](#)] begins with a chemical phase similar to chemical pulping during which the chips are partially digested in a digester using the sulphite chemistry at neutral or close to neutral pH to weaken the bonds between the fibres and lignin. Sodium (Na_2SO_3) and ammonium are the only possible bases due to the pH requirement. The idea with this mild chemical pretreatment at elevated pressures and temperatures (160 – 190 °C) is to break just enough bonds in the wood matrix to enable fibres to be liberated without extensive damage while applying moderate mechanical energy during defibration.

First, the chips are presteamed and heated to ~100 °C in atmospheric or pressurised steaming vessels. Then, the presteamed chips are transported to a pressurised impregnation vessel by a plug screw conveyer. Chips are impregnated with a solution of sodium sulphite and carbonate or bicarbonate. Impregnation time is short (5 – 15 minutes) at a temperature of ~100 °C. About 1 – 1.5 m³/t pulp of cooking liquor penetrates into the wood. The impregnated chips are allowed to drain so that they can be transferred without excessive amounts of free liquid into a vapour phase cooking zone in which they are heated to cooking temperature (165 – 185 °C) by direct steam. The cooking time can vary between 5 and 60 minutes. The cooked chips are blown directly to a pressurised defibrator where the softened chips are defibrated under high pressure and temperature to form a raw pulp which is subsequently screened and washed. After the refining step, dissolved organic materials and spent inorganic chemicals are washed out of the pulp. Spent liquor and the washing effluents are recovered and sent to the chemical and energy recovery units. The spent liquors are regenerated into new cooking chemicals either in a separate spent liquor regeneration system (e.g. SE Heinola, FI) or in a cross-recovery of spent liquors between the sulphite and kraft pulp mill (e.g. Gruvön mill, SE). One of the stand-alone plants has no chemical recovery. After the brown stock washing there are further refining steps to achieve the final pulp properties. The refined pulp may be mixed with other fibres before it is used for papermaking.

Figure 4.2 presents the production scheme of a NSSC mill in Europe. The major flows of fibres, spent liquor, chemical and energy recovery, flue-gas and waste water are shown. However, the reader should bear in mind that NSSC mills may differ from one another (base, chemical recovery system).

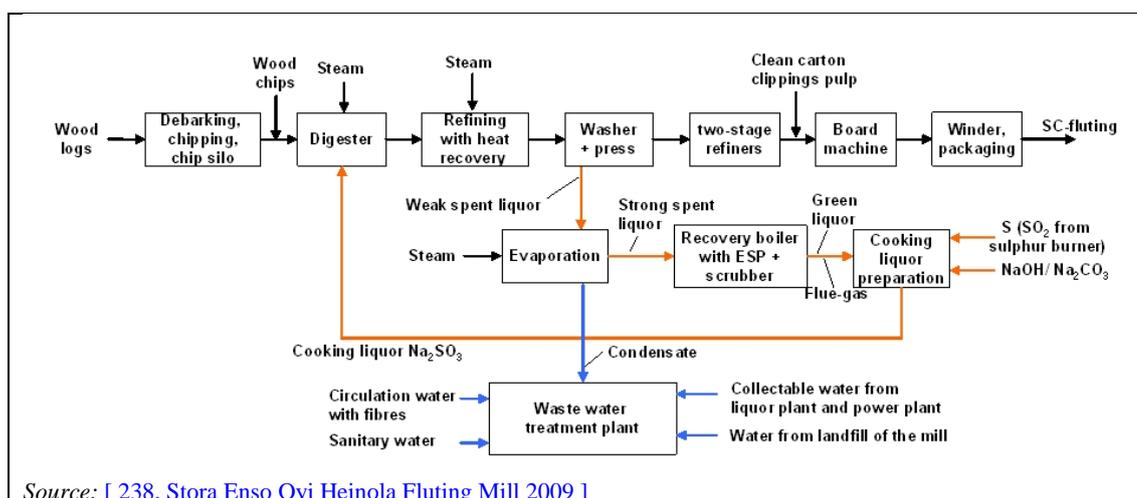


Figure 4.2: Production scheme of a neutral sulphite semi-chemical mill (300 000 t/yr) with chemical and energy recovery units

The chemical recovery of NSSC mills may be somewhat different from mill to mill. This is also reflected by the fact that the recovery process of the mill shown in Figure 4.2 is unique in Europe.

4.1.2 Technical processes and units

Sulphite pulping consists of three main entities: the fibre line, the chemical and energy recovery units (excluding calcium sulphite pulping where recovery is not economically possible but where the spent cooking liquor can be evaporated and the components used for other purposes) and waste water treatment plant. As in kraft pulping, some auxiliary systems like reject handling, manufacturing of bleaching chemicals and power generation are connected to the main process steps. Figure 4.3 gives an idea of what an integrated site for the production of sulphite pulp and paper may look like. The different process units are discussed in detail in this chapter.

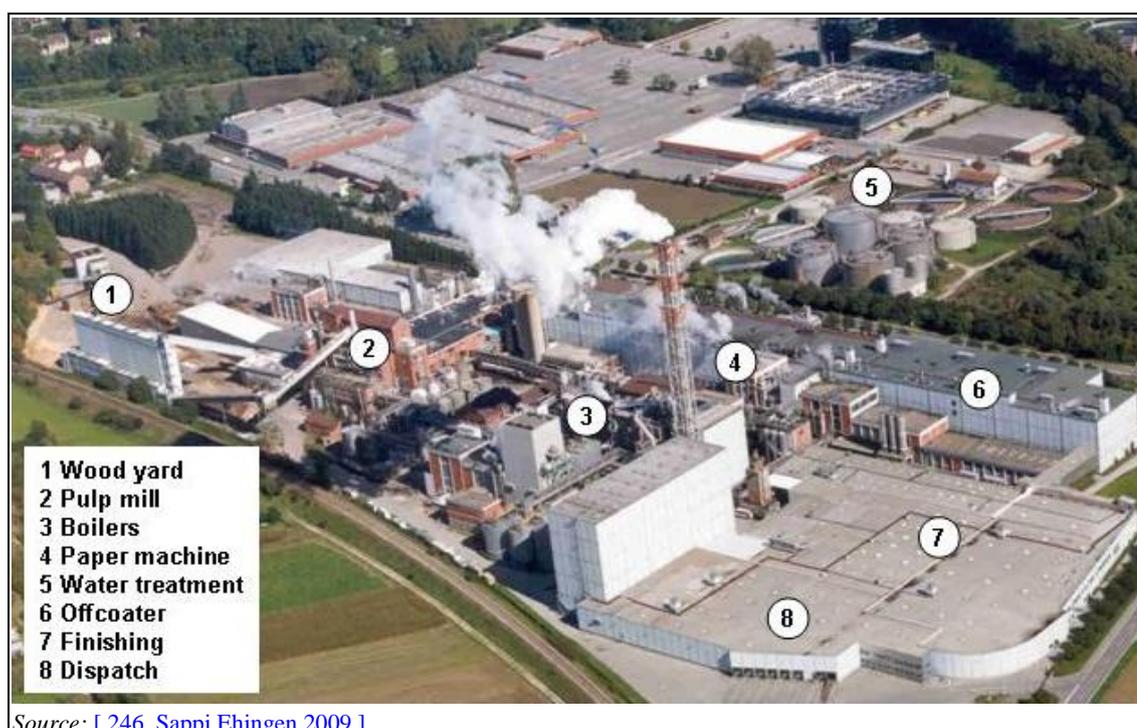


Figure 4.3: Aerial view of an integrated sulphite pulp mill producing coated fine paper including the power plant (centre) and the waste water treatment plant (back right)

In many respects the kraft and sulphite processes have similarities, not least regarding the possibilities of taking different internal and external measures to reduce emissions to the environment. Due to these similarities, only some process steps for sulphite pulping technology are discussed in detail. For process steps for which the principles are similar or which are even identical to kraft pulping, the reader is referred to the corresponding sections:

- wood handling (Sections 3.1.1 to 3.1.3);
- washing and screening (Section 3.1.5);
- bleached stock screening (Section 3.1.8);
- drying (Section 3.1.9, mainly for market pulp; however, there are a few integrated pulp mills that dry the pulp before using it for papermaking because of its better dewatering characteristics).

For these sections, only some remarks are made regarding the extent to which sulphite pulping differs from the situation described for kraft pulping. The focus in this document is on the differences between kraft and sulphite pulping.

The major differences between the two chemical pulping processes from an environmental point of view are to be found in the chemistry of the cooking process, the chemical recovery system and the fewer bleaching sequences and chemicals required because of the better initial brightness of the sulphite pulp (lower amounts of chromophores in the sulphite pulps). Furthermore, the sulphite process normally releases less odour emissions compared to the kraft process. These differences result in different emission ranges and some differences concerning the abatement techniques applied.

The main unit processes for the manufacture of magnesium sulphite pulp are shown in Figure 4.4. For mills that manufacture speciality pulp for different chemical applications and for neutral sulphite semi-chemical (NSSC) pulp, the reader is referred to Figure 4.1 and Figure 4.2. For the manufacture of calcium sulphite pulp, the main unit processes are roughly the same but as the recovery of chemicals is not economically possible, most plants utilise parts or all of the spent sulphite liquor to produce ethanol, lignosulphonates and other products (see Figure 4.9 in Section 4.1.5).

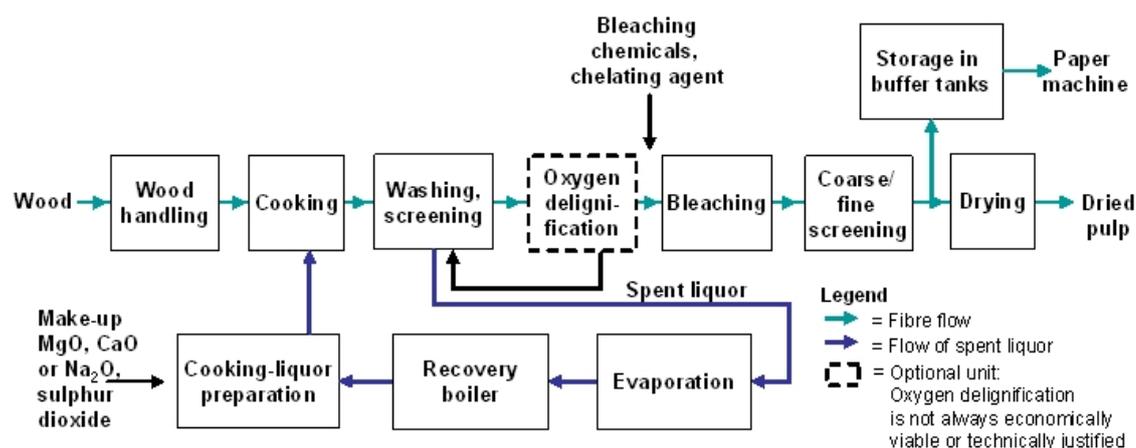
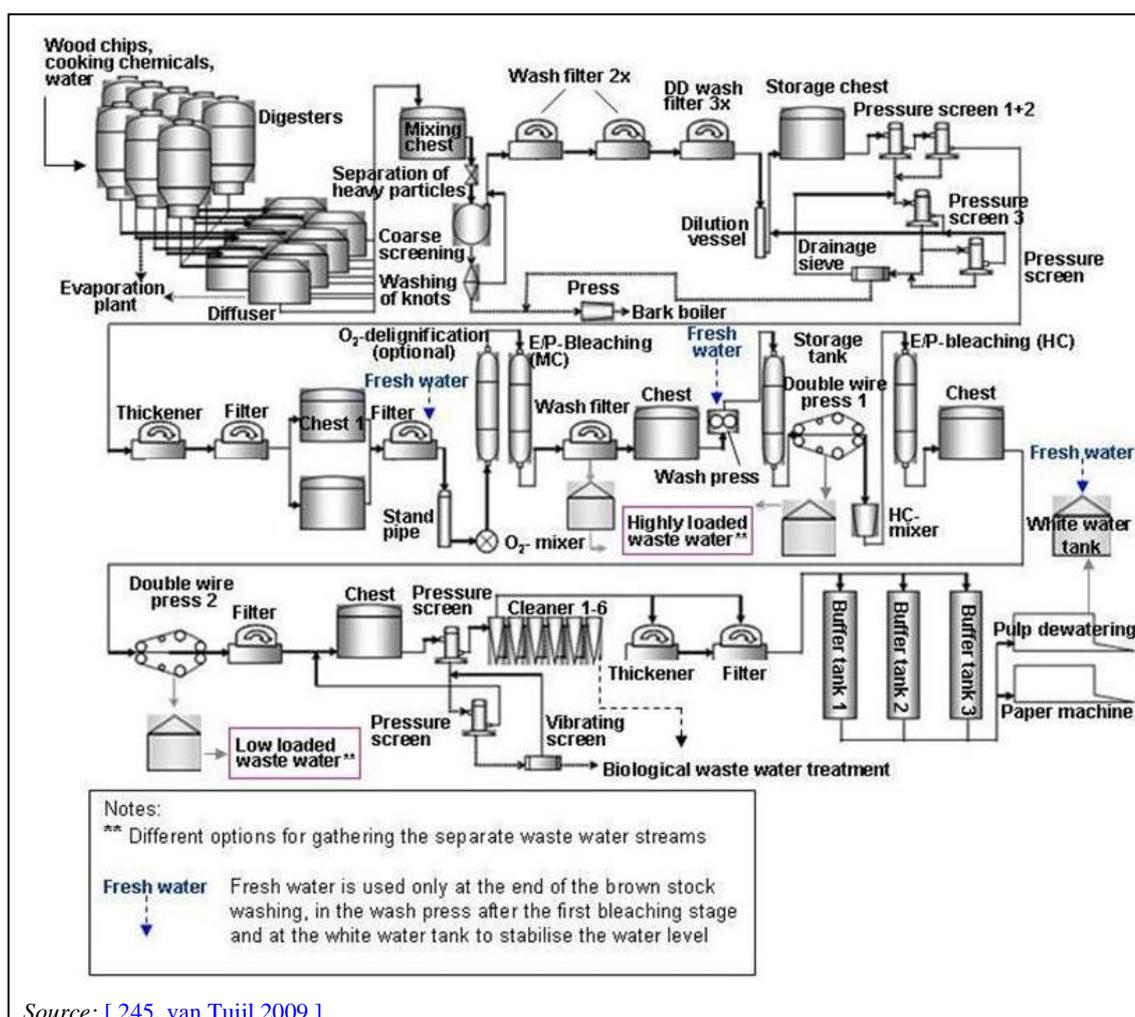


Figure 4.4: Main processes for the manufacturing of magnesium sulphite pulp showing the fibre line operations and the chemical and energy recovery

4.1.3 Fibre line operations

In sulphite pulping, wood pulp fibres are manufactured by chemically dissolving lignin from the wood. Before the wood is treated chemically to form fibrous pulp, the wood is mechanically debarked, cut into chips and screened. Chips and sawmill residues are also used. Lignin that keeps wood cells together forming the original wood structure and some carbohydrate material are dissolved from wood chips during cooking in aqueous solutions of acidic components at an elevated temperature and pressure. Sulphite or semi-chemical processes mainly use the HSO_3^- ion as the active component. The spent inorganic and the dissolved organic materials are separated from the pulp in multistage counter-current washing systems operated to achieve the cleanest pulp and minimal dilution of the spent liquor. In most plants, the spent liquor is processed in the chemical regeneration system of the mill (see Section 4.1.4). Discharged pulp will also contain solid impurities, mainly incompletely delignified wood, some knots, and other solid materials. These have to be separated out by screening, and the rejects are usually reprocessed to reduce raw material losses. In most cases, the washed pulp is bleached for use in high-quality white paper and board products. Only NSSC mills do not normally bleach the pulp. Bleaching effluents contain the dissolved organic material and the spent chemicals from bleaching. In most cases, these effluents do not go to the chemical recovery system of the mill but are treated biologically before discharge. It is therefore important that effluent volumes are minimised and that they receive proper physical and biological treatment before being released to receiving water bodies.

Bleached pulp is either dried and packed for shipment, or is pumped as a slurry to an integrated paper mill. Figure 4.5 shows a typical fibre line of a sulphite pulp mill.



Source: [245, van Tuijl 2009]

Figure 4.5: Typical fibre line of a sulphite pulp mill manufacturing pulp for papermaking

4.1.3.1 Wood handling

See Section 2.3.1.

4.1.3.2 Cooking and delignification of unbleached pulp

In the manufacturing of conventional unbleached pulp, the lignin is extracted from the wood using a concentrated cooking liquor with magnesium sulphite and magnesium bisulphite as active constituents. In the cooking stage the wood chips and the liquors are charged into a batch digester where the cooking is carried out at an elevated temperature and pressure. When the desired residual lignin content (kappa number) is reached, the contents are discharged to a blow tank or to diffusers. The cooking kappa number plays a major role in the discharges to the waste water treatment plant. Lower kappa numbers mean less residual lignin to be removed during bleaching and thus less organic loads to be treated in waste water treatment plants. The cooking kappa number is also one of the parameters that sets the conditions for the final pulp quality needed for the specific paper end use.

A batch digester plant consists of a series of batch pressure vessels, which are operated according to a certain cooking program. Cooking can also be carried out in a continuous digester, but this has been practised with sulphite pulping much less than with kraft pulping (the principles are the same and the reader is referred to Section 3.1.4).

The acid calcium bisulphite process (three mills in Europe: one dissolving pulp, one speciality pulp and one pulp for papermaking) differs from the other sulphite cooking processes, as the cooking has to be done at a very low pH level (about 1.5) in order to avoid precipitation of calcium sulphite. The challenge of the calcium process is scaling in the pipes and washing units due to the undesired formation of gypsum. As the scaling increases with the decreasing kappa level, digestion to very low kappa levels must be avoided. The low pH has some advantages in a biorefinery concept (low hemicellulose level, advantageous properties of lignosulphonate). For more details on the use of the biorefinery concept the reader is referred to Section 4.1.5.

When cooking is complete, the contents of the digester are transferred to an atmospheric tank usually referred to as a blow tank (the digester content may also be pumped to diffusers). The pulp is then pumped from these tanks to the screening and brown stock washing.

4.1.3.3 Screening and washing of unbleached pulp

After the cooking, the pulp is screened with pressure screens with slots, holes or centricleaners and washed in wash presses, screw presses, wash filters, drum washers or chemiwashers. Screening is mostly carried out in a cascade. To reduce the loss of fibres, the separated knots can be washed in a knot washer. The objective of screening is to separate knots and fibre bundles from the main pulp stream with a series of vibrating pieces of equipment, filtration through pressure screens and the centrifugal separation of fibres and other particles with different specific weights (see Section 3.1.5).

During the multistage washing, the cooking liquor which contains dissolved wood substance is separated from the pulp, and spent or weak liquor is obtained. Low dilution factors of the weak liquor and a low COD carry-over from the washers to the bleach plant are advantageous conditions for reaching lower emissions to water. Coarse rejects and other rejects from the screening are normally dewatered and burnt in the boiler house or recycled into the process. After the first washing cascade, it is beneficial for environmental and quality reasons to store the washed pulp in towers or chests which leach the pulp for both lignin and metal contents. After the storage towers, the pulp is screened and washed further before going into the first bleaching stage. In Figure 4.6 examples of a wash filter and a wash press are shown.



Figure 4.6: Example of a wash filter (left) and a wash press (right) in brown stock washing

4.1.3.4 Oxygen delignification and bleaching

In most cases, the cooking, screening and washing of the pulp is followed by bleaching; in a few cases, oxygen delignification (for a detailed description see Section 4.3.3) is applied before bleaching. The bleaching of pulp primarily increases the brightness of pulp and secondarily removes non-fibrous particles and extractives from it.

In European sulphite pulp mills, bleaching is carried out without the use of molecular chlorine (Cl_2). Except for two pulp mills that manufacture elemental chlorine free (ECF) pulp, all sulphite mills in Europe that produce pulp for papermaking and dissolving pulp are totally chlorine free (TCF) pulp mills. For ECF bleached sulphite pulp, chlorine dioxide (ClO_2) is used as a bleaching chemical in one or more bleaching stages combined with the application of hydrogen peroxide (P) in other bleaching stages. An example of the bleaching sequence of a mill that manufactures ECF paper pulp is given in Table 4.2. The bleaching stages are designated using symbolic shorthand according to the bleaching agent that is applied: oxygen (O), hydrogen peroxide (P) or combinations (OP), chlorine dioxide (D).

Table 4.2: Example for an ECF bleaching sequence for sulphite paper pulping

Parameter or chemical used	Unit	O	EOP	D	PO(P)	P
pH		10.5 – 11.0		4.5 – 5.2	10.6 – 10.9	9.5 – 10.1
NaOH	kg/t	Max. 12.5	Max. 7	--	6 – 10	2 – 4
H ₂ O ₂	kg/t	--	Max. 7	--	6 – 10	2 – 4
O ₂	kg/t	12.5	Max. 7		1 – 3	--
H ₂ SO ₄	k/t	--	--	1.6	--	--
EDTA	kg/t	--	--	1.15	--	--
Talcum	kg/t	--	--	4.2	--	--
ClO ₂	kg/t as active Cl ₂	--	--	(*) Max. 4.2 (**) Max. 8.5	--	--
Kappa number		6.8 – 7.5	3.5 – 4.0			ECF: 0.8 – 1.2

NB: Depending on the dosage of ClO₂ to the D stage, the pulp can be produced with:
 (*) parameters similar to those of TCF pulp with OX values in the pulp of <30 ppm, or
 (**) as classic ECF pulp (OX <100 ppm). See column of the D bleaching stage.

Source: [243, Biocel Paskov 2009]

For the manufacture of speciality pulp (see Section 4.1.1.4), TCF bleaching is not yet feasible because of the need for the pulp that enters the bleach plant to have a significantly higher kappa number when producing high viscosity pulp. In order to reach a sufficient purity and brightness

level, one or two chlorine dioxide stages are operated. Many of the speciality pulp applications demand very high levels of brightness (up to 94 – 95 % ISO) as well as difficult combinations of brightness and viscosity which are not yet possible to obtain without the use of chlorine dioxide. As a consequence of the use of chlorine dioxide, a complete counter-current washing cycle cannot be applied as effluents which contain residual chlorine dioxide cannot be sent for incineration (as is done for the hot alkali extraction stage effluents). Due to this, the effluents from the bleach plant are sent directly to the effluent treatment plant. For the production of very low viscosity pulp (viscosities down to 300 ml/g) and speciality pulp with a very low variation in viscosity, a hypochlorite (e.g. NaOCl) can be used as the bleaching chemical, as is done in one mill.

For TCF bleaching, usually oxygen, sodium hydroxide, hydrogen peroxide and sometimes peracetic acid are used as bleaching chemicals. In most mills, chelating agents such as EDTA or DTPA are added as complex formers (0.5 – 2 kg/t). A few mills do not use chelating agents. The bleaching chemicals used are usually bought from external chemical suppliers.

The bleaching is carried out in a sequence of two or more bleaching stages where oxygen (optional) and peroxide are added. In the first stage of a two-stage bleaching sequence, the pulp is heated up to 60 – 80 °C and sodium hydroxide, oxygen (O) and/or peroxide (P) are added. The first bleaching stage reduces the residual lignin by 45 – 55 %. The bleached pulp is then pumped to washing filters, washing presses, double wire presses or other dewatering units in order to reduce the carry-over of undesirable substances from the first bleaching stage and to further dewater the pulp. In several European sulphite mills the second peroxide bleaching stage (EP) is carried out as high consistency bleaching (symbolic shorthand: EP(HC) = 35 – 40 % DS). Advantages of HC bleaching are energy (steam) savings because of the high pulp density, lower COD emissions due to the soft bleaching conditions, low pulp losses in the bleaching stage and lower consumption of bleaching chemicals. After the second bleaching stage, the pulp is diluted with water and another washing step takes place. In the sulphite process, the specific process heat and power demand for TCF bleaching is lower than that needed for ECF bleaching.

Examples of typical bleaching sequences and the discharge of organic substances, measured as COD, from the bleach plant before treatment in European sulphite pulp mills are compiled in Table 4.3. The organic load (kg COD/ADt) does not include the condensates as they are mostly treated separately. For the designation of the bleaching stages symbolic shorthand is used according to the bleaching agent that is applied: oxygen (O), hydrogen peroxide (P) or combinations (OP), ozone (Z), acid stage where chelating agents are used for the removal of metals (A-Q or Q), extraction stage using sodium hydroxide (E), chlorine dioxide (D), hypochlorite (H), peracetic acid (Paa).

Table 4.3: Bleaching sequences used in European sulphite pulp mills and the COD discharge from the bleach plant before treatment

Cooking techniques, major product and base	Kappa number	Bleaching sequences	COD from the bleach plant (kg/t)	Example mills
Magnetite softwood pulp, paper, Mg	20 – 23	(O+P)-Q-(Paa-P)	120	Mill 1, SE ⁽²⁾
Magnetite hardwood pulp, paper, Mg	20 – 23	(O+P)-Q-P	125	Mill1, SE ⁽²⁾
Sulphite, paper, Mg	14 – 16	EP-EP (HC)	50 – 60	Mill 2, DE
Sulphite, paper, Mg	11 – 13	EOP-Q-EP-EP	35 – 50	Mill 3, AT
Sulphite, paper, Mg	24	Q-Z-EP ⁽¹⁾	110 – 130 ⁽¹⁾	Mill 4, SE
Sulphite, paper, Mg	12 – 15	O-EOP-D-PO(P)-P	15 – 25	Mill 5, CZ
Sulphite, paper, Ca	10 – 14	EP (MC) -EP	60 – 75	Mill 6, IT
Dissolving pulp, Mg	4 – 7	E – O/P – Z – P & E/O/P – Z – P	100	Mill 7, AT
Dissolving pulp, Ca/Mg	5 – 9	Z(HC)-(EOP)-(PO)	90 – 280	Mill 8, ES
Speciality cellulose, NH ₄	7 – 60	E-D-E/P-D	130 – 400	Mill 9, FR
Speciality cellulose, Ca	10 – 60	E-D-E-D-P-H/P	30 – 600	Mill 10, NO

NB:
 Data are derived from personal communication with operators of the mills.
⁽¹⁾ In the mill a new sequence (AQEpP) will start, thus reducing the COD discharge from the bleach plant by sending more filtrate back in the fibre line and finally to the recovery system.
⁽²⁾ There are two pulp production lines in the mill (Stora Enso Nymölla): hardwood and softwood.
⁽³⁾ The level of COD load is reflected in the alpha-cellulose content in the final product, where a low COD load corresponds to a low alpha-cellulose content in the final product, and a high COD load corresponds to a high alpha-cellulose content. [Comment CEPI D1]

During the manufacture of dissolving pulp and speciality pulp, particularly harsh conditions (high temperature, high sodium hydroxide charge) are applied in a special extraction stage in order to achieve the desired alpha-cellulose content. As a consequence, considerable yield is lost and large quantities of COD are released from this stage. The degree to which the lignin is extracted from the wood in the cooking stage (kappa number) determines the amount of lignin to be removed in the subsequent bleaching stages. For the manufacture of dissolving pulp the increase in alpha-cellulose content at the hot alkali E stage determines the COD load. Most of the effluents from the bleach plant are then sent to the waste water treatment plant.

4.1.3.5 Final screening and drying

After bleaching there is generally a final screening of pulp (see Figure 4.7). The rejects are burnt in the biomass boiler house or can be used at the waste water treatment plant for better dewatering of biological sludge. The pulp to be sold externally (if it is not used for the manufacturing of paper at the same mill site) is dried and the remaining pulp is pumped to the paper mill for the manufacture of different paper grades (fine paper, tissue, etc.). Pulp drying is not only carried out if market pulp is produced but also in order to optimise the fibre properties for the sheet formation and the dewatering in the paper machine. Sulphite pulp mills are mainly integrated mills manufacturing paper at the same site.



Source: [242, Sappi Ehingen 2009.]

Figure 4.7: Pressure screens for final screening

4.1.4 Chemical and energy recovery system

For sulphite or magnesite pulp mills using magnesium as a base, the preferred option is to recover the cooking chemicals and to make use of the organic compounds in the spent sulphite liquor (SSL) as a source of energy (for calcium sulphite mills, the reader is referred to Section 4.1.5). The cooking chemical recovery includes evaporation of the spent liquor to concentrated liquor, combustion of the concentrated liquor and preparation of new cooking acid from recovered chemicals. The degree of liquor recovery is 97 – 98 %.

The recovery of chemicals from the unit processes for unbleached pulp consists typically of the following major principles.

- Counter-current washing and evaporation of weak cooking liquor.
- Incineration of the concentrated liquors (biofuel) in a recovery boiler where substantial amounts of energy can be produced for steam and power generation for the pulp mill and partly the paper mill.
- During combustion, solid magnesium oxide (ash) and gaseous sulphur dioxide are formed. The magnesium oxide is separated from the flue-gases in electrostatic precipitators or multicyclones and converted to magnesium hydroxide by dissolving it in water. In a few pulp mills, the flue-gas of the recovery boiler is treated in a multicyclone system followed by a wet scrubber thus providing similar separation efficiency as an electrostatic filter.
- This slurry is used to absorb the sulphur dioxide and trioxide from the flue-gases from the recovery boiler and the collected gases from digesters, washers and evaporators by use of multistage venturi scrubbers. The liquid from the flue-gas purification is clarified (sedimentation or filtration) and reinforced with sulphur dioxide from either combustion of elemental sulphur in a sulphur burner or addition of liquid sulphur dioxide. The freshly formed cooking acid (magnesium bisulphite) is pumped into the digester house after separation of soot particles and other undissolved impurities.
- The operation of a stripping column to recover the sulphur dioxide dissolved in the condensate from the evaporation plant increases the recovery of SO_2 . Higher concentrations of SO_2 may disturb the biomass in the anaerobic waste water treatment plant. By stripping them out of the condensate, they can be reused in the cooking plant.

An overview of the recovery cycles of chemicals and energy is presented in Figure 4.8 illustrating the main process steps and their functions.

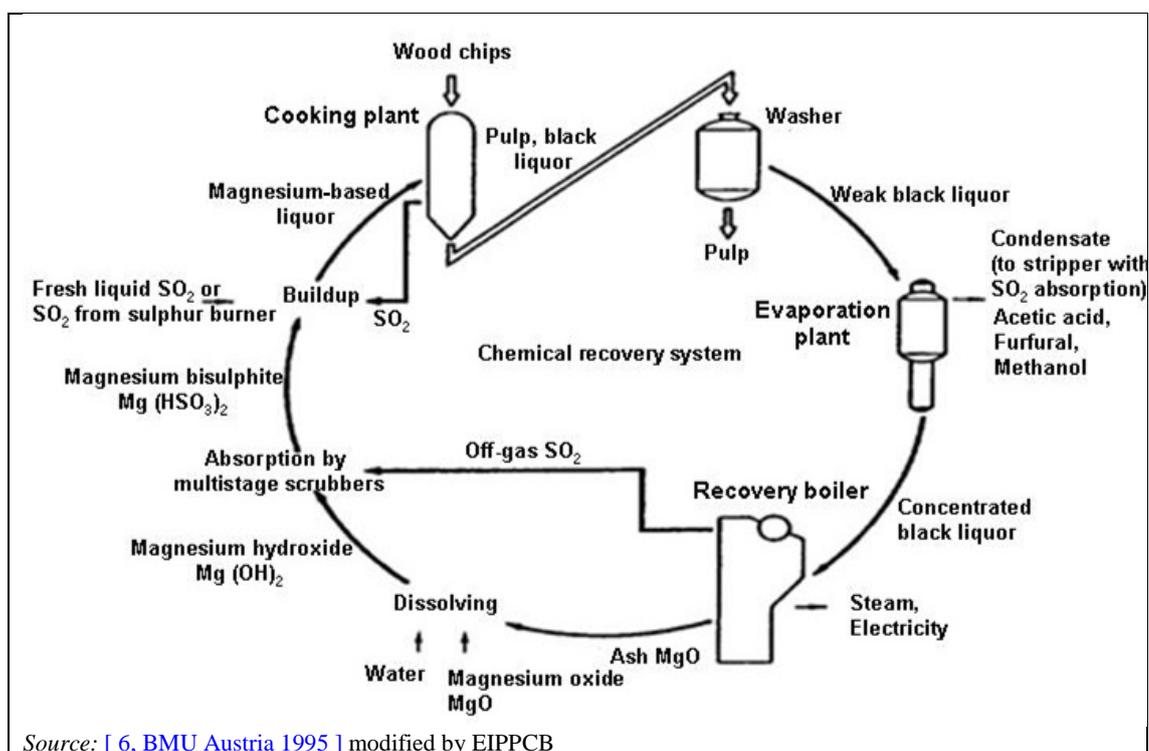


Figure 4.8: Recovery cycles of chemicals and energy for a magnesium-based sulphite mill

Magnesium-based mills have difficulties in recycling water from stages where sodium hydroxide is used to control the pH. A key issue for sulphite mills is the separation of effluents which contain different chemical bases. For instance, sodium hydroxide may be needed to achieve the required pH conditions in some bleaching stages. In that case it is not possible to lead the bleach plant effluents back to the recovery units due to the large amount of sodium ions which may disturb the operation of the recovery boiler.

Besides the recovery of cooking chemicals, the recovery boiler(s) produce steam. Often sulphite pulp mills operate auxiliary boilers burning bark, oil or other fuels. In these boilers, knots, rejects and sludge from the effluent purification may also be burnt. The steam from the boilers is lead to counter-pressure turbines where electrical power is produced.

4.1.5 Processing of by-products of sulphite pulping

During cooking, hemicellulose and lignin are released to the cooking liquor. The spent sulphite liquor (SSL) can be sent to the chemical and energy recovery units directly (see Section 4.1.4) or can be separated and utilized to produce other products. Some sulphite pulp mills, especially those that use calcium as a base in the cooking process but also single mills that use sodium, ammonium or a mix of calcium and magnesium, manufacture pulp and additionally several other products. Pulp mills that convert most of the spent sulphite liquor into various products are referred to as 'biorefineries'. Figure 4.9 shows an example of a mill where all SSL is converted into saleable products (Borregaard, NO).

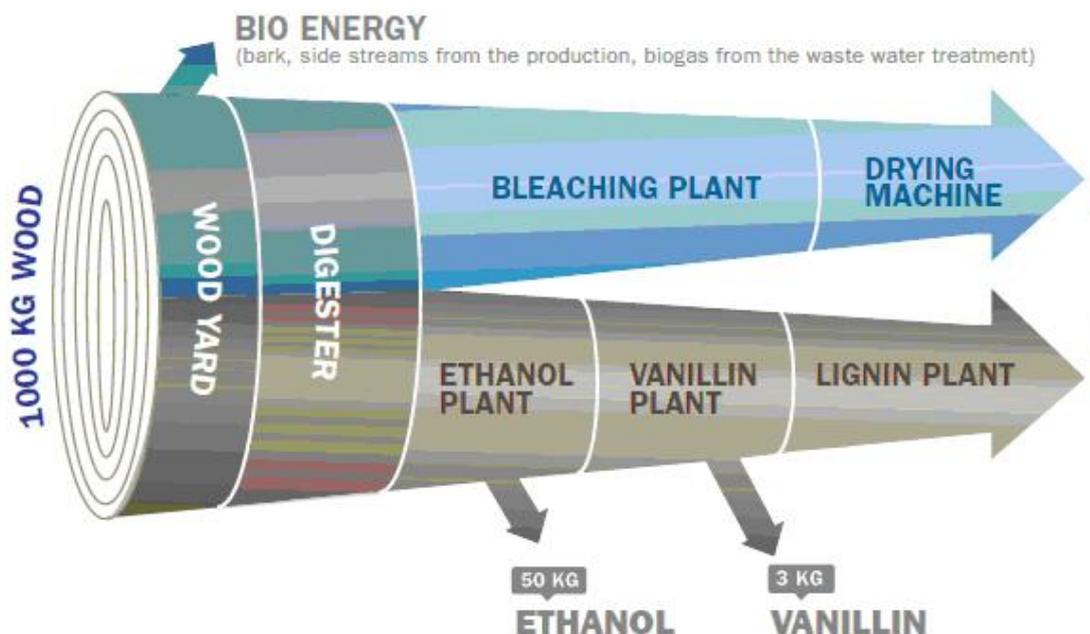


Figure 4.9: Basic principle of the flow of pulp and spent liquor in mills applying the biorefinery concept

Examples of by-products are lignosulphonates, ethanol, fodder yeast, soda, vanillin, acetic acid and furfural.

Lignosulphonates

Lignosulphonates, which make up around 70 % of the SSL, are used as an additive or process aid in several industries. Lignosulphonates are also used as a binding agent in, for example, feed pellets and mineral briquettes or as a dust abatement agent used on roads. Chemically treated lignosulphonates are efficient dispersants for water reduction in concrete, the production of bricks and other ceramic products, and also in the production of dye pigments. This market is growing, especially chemical applications such as concrete, black carbon, tannins and others. Lignosulphonates are considered as 'derived from naturally occurring polymer' and as such are exempted from the REACH regulation.

Ethanol

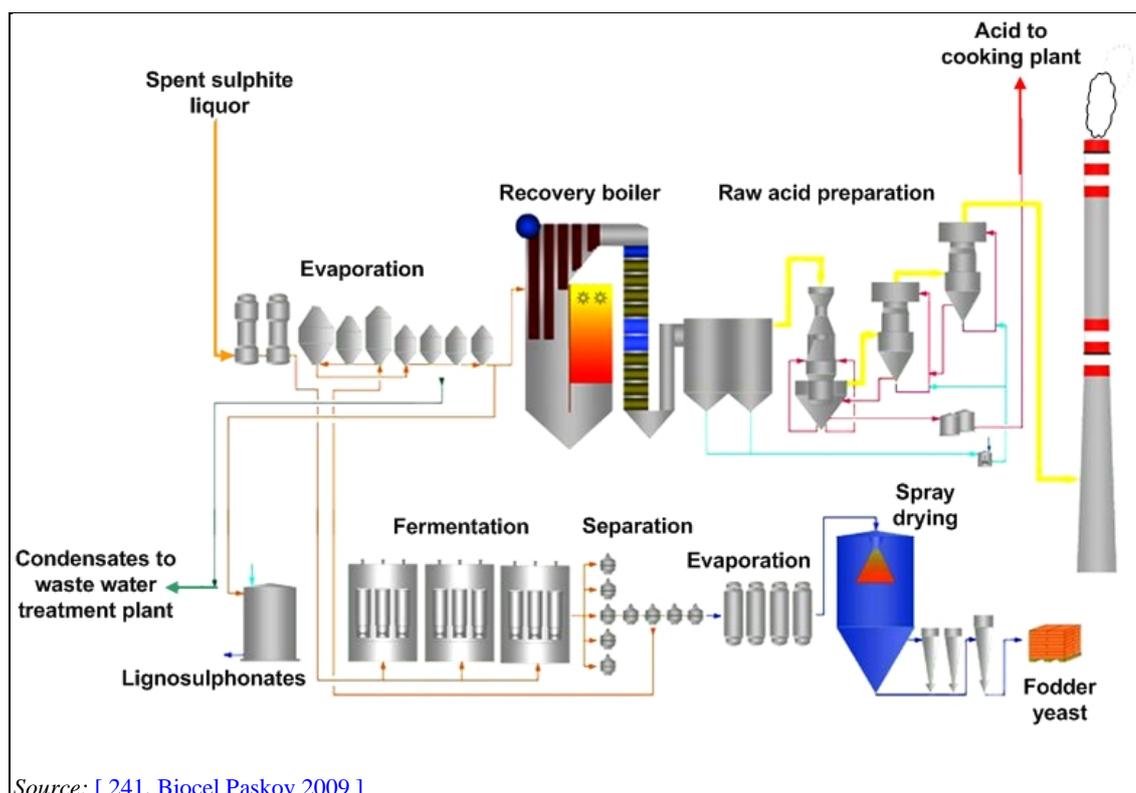
A part of the hemicellulose generated from softwood can be fermented and distilled into ethanol. In the past, most sulphite pulp mills also operated ethanol production units. With the introduction of chemical and energy recovery systems, most mills abandoned ethanol production. Climate policies and recent regulations on renewable fuels have made ethanol production more attractive again.

In the fermentation process, ethanol and carbon dioxide are produced. The ethanol is distilled in order to meet the required strength and quality. While distilling the ethanol, combustible substances such as methanol are removed from it. They are either sold, sent to the effluent treatment plant or combusted in the mill which results in energy being recovered. The carbon dioxide produced can be collected and sent to a carbon dioxide recovery plant (example: Domsjö Fabriker, SE) where it is purified and condensed to carbonic acid.

Fodder yeast

Hemicellulose can also be used as raw material for biotechnological production of fodder yeast (see Figure 4.10). The yeast is produced based on clean cultivation using a fermentation process.

Fodder yeast supplied in dry form is mainly used in the production of feeding mixtures for livestock and pet food for domestic animals.



Source: [241, Biocel Paskov 2009]

Figure 4.10: Scheme of the manufacture of fodder yeast and separation of lignosulphonates from the spent sulphite liquor

Soda

Soda may occur as a by-product when hemicellulose extraction is carried out in a hot alkali extraction stage using NaOH (approximately 30 – 130 kg/ADt pulp) in order to achieve an α -cellulose content well above 90%. This solution with a high organic load can be treated in a biological waste water treatment plant (together with other alkaline effluents from the bleach plant). In at least three mills in Europe (in AT, FR and NO) however, the high organic load effluent which contains sodium is concentrated by evaporation and subsequently burnt in a molten ash chamber boiler (see Section 4.3.13). The slag and the filter ash consist mainly of sodium which can then be used for neutralisation of the acid influent flows of the biological waste water treatment plant. The investment and operating costs of this technique are relatively high (due to an unfavourable energy balance).

Vanillin

Lignosulphonates are also used as a raw material for manufacturing vanillin. The process starts with a catalytic, high-pressure cracking of the lignosulphonate, followed by several purification steps. Vanillin is one of the most common flavours and fragrances used, with a large variety of applications.

Acetic acid and furfural

These two products are examples of what can be extracted from the SSL. However, the manufacturing and capital costs will today, most probably, exceed the income.

Characteristics of the 'biorefinery concept'

For calcium sulphite mills, the recovery of cooking chemicals is not economically viable. The associated high emissions of organic substances have motivated some sulphite mills that used calcium as a base to shift to another base, in most cases to magnesium, as MgO as a base allows the establishment of a chemical and energy recovery cycle. Other calcium-based mills have closed

down their production. However, a few mills have spotted large market opportunities from using calcium as a base and have adopted the 'biorefinery concept': recovery of the spent sulphite liquor as a basis for making saleable products.

The conversion of SSL into saleable products requires additional process lines, including washing and purification steps. When the valuable components of the SSL have been extracted and converted into products, the remaining process water which still has a high organic load (e.g. in the case of a speciality pulp producer, around 4 500 mg COD/l) is sent to the biological effluent treatment plant.

Many of the products produced from the spent sulphite liquor are substituting petrochemical products in the final end use. This is especially the case for ethanol, lignosulphonate and vanillin which constitute the majority of the volume produced from spent sulphite liquor in the biorefinery concept. Lignin substitutes superplasticisers in concrete, ethanol substitutes ethanol from ethylene and also ethanol made from sugar cane and vanillin substitutes synthetic vanillin, which is typically made from guaiacol (which is a phenol derivative). The effect on the climate of the wood-based products is considerably lower than from the petrochemical alternatives.

In a biorefinery, the tonnage of saleable products per unit of wood used is much higher than it is in a traditional pulp mill of a similar size; in some cases, nearly twice the tonnage.

4.1.6 Preparation and handling of sulphur dioxide and bleaching chemicals

Most sulphite mills are handling liquid sulphur dioxide. In case of accidents, the use of liquid SO₂ constitutes a risk that can lead to serious damage to health and the environment. If companies store and handle more than 200 tonnes of SO₂, the extended safety obligations of Council Directive 96/82/EC of 9 December 1996 on the control of major-accident hazards involving dangerous substances apply [214, [Seveso II Directive \(96/82/EC\) 1996](#)]. In order to guarantee the safety of the site, a number of responsibilities have to be met. For example, the plant must be registered with the authorities, security reports must be drafted periodically, internal and external contingency plans are mandatory and a sufficient safety distance to housing areas has to be maintained. These plants also undergo regular safety inspections. Extensive technical and organisational safety measures reduce the remaining risk of an accident. Normally companies have automatic alarms installed to detect accidental losses of SO₂, and the pipes for the transport of the liquid SO₂ are equipped with a monitoring system for leakage.

Another option for the preparation of SO₂ other than handling liquid SO₂ is the combustion of solid sulphur in a combustion chamber (sulphur burner) and the absorption of the generated SO₂ gas. The advantage of this option is that the Seveso II Directive does not apply and that the energy released during the exothermal reaction is recovered in a small heat recovery boiler that produces steam (there is an example of a mill that manufactures 140 000 tonnes/year: 1.3 tonnes of steam/hour, 12 bar, 220 °C). A number of mills in Europe use this alternative.

In the bleach plant, mainly sodium hydroxide (NaOH), hydrogen peroxide (H₂O₂) and sulphuric acid (H₂SO₄) are used. Peroxide is used as a bleaching agent, NaOH in order to adjust the pH value needed for the process. Sulphuric acid is applied for acidification after the alkaline bleaching stages. The delivery of the chemicals is normally effected by railway, road, tanker or ship, or they are produced on site. The concentration of the substances upon delivery is 50 % for NaOH, 49 % for peroxide and between 70 % and 98 % for sulphuric acid. Hydrogen peroxide and sulphuric acid are used in undiluted form, NaOH is used as a diluted solution (10–18 %). In order to avoid unwanted releases to the soil, groundwater or nearby water bodies, the chemicals are stored in double-walled tanks or tanks with sufficient capacity to contain the stored chemicals. The storage tanks are located above collection basins capable of containing potential leaking liquids.

If chlorine dioxide is used as the bleaching chemical (ECF bleaching), different techniques can be used for the preparation of ClO_2 on site (see also Section 3.1.12.1). The preparation of chlorine dioxide by the Kesting method (used e.g. in the sulphite pulp mill Biocel Paskov A.S.) is one of the methods which does not cause significant impacts on the environment (see Figure 4.11).

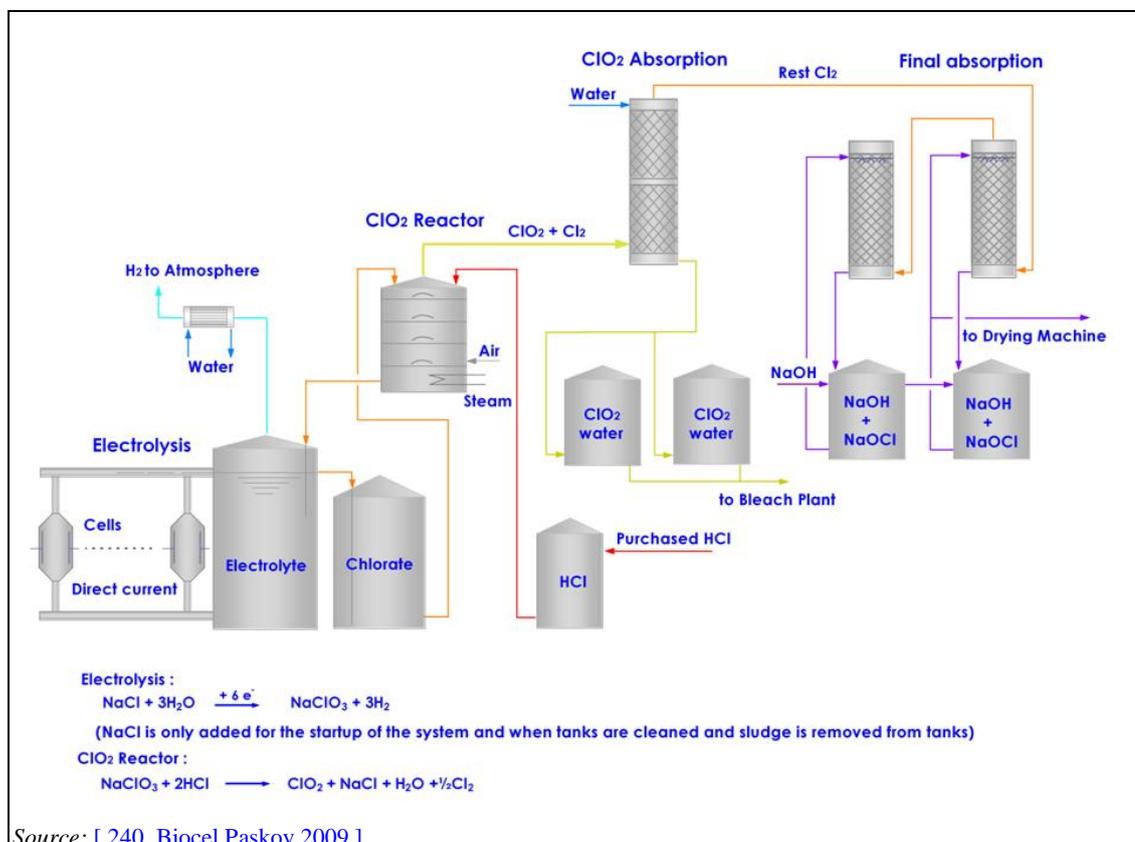


Figure 4.11: Preparation of chlorine dioxide by the Kesting method

In this case, chlorine dioxide is prepared by the electrolysis of NaCl and the intermediate formation of NaClO_3 . On the whole, 1 – 2 tonnes/day of one input chemical (HCl) are used for the production of 1 – 2.4 tonnes/day of ClO_2 , depending on the pulp sort manufactured. NaCl is used only for the start-up of the system (approximately 30 tonnes). The chlorine dioxide production system is nearly closed. Once per year during shutdown, the tanks are cleaned and sludge is removed from the tanks. In this case, or if a leakage occurs, approximately 1 – 2 tonnes of NaCl are added to the system. Sometimes, NaOH or HCl is added to adjust the pH. ClO_2 in water concentrations of 1.5 – 4.5 g ClO_2/l is used in the bleach plant. After the last absorption stage, the generated NaOCl (around 18 m³/day) is used internally for the disinfection of the drying machine process water. The formation of chlorate, which is toxic to bacteria and plankton at levels of about 3 – 4 mg/l, is not measured because of the small amount of chlorine dioxide that is used in the bleach plant of this example sulphite mill.

4.2 Current consumption and emission levels

This section refers to all types of sulphite pulp mills including NSSC mills.

4.2.1 Overview of input/output for the production of sulphite pulp

An overview of the raw material and energy input as well as the output of products, by-products and the major releases (emissions, waste, etc.) of the production of sulphite pulp is presented in Figure 4.12. The process design, the type of mill, the cooking and bleaching concept and the marketing strategy of the mill lead to different emissions to water (e.g. AOX, chlorate, chelating agents). The amount and type of products and by-products depend on the type of mill (see Section 4.1.1), the business strategy and the marketability of the by-products.

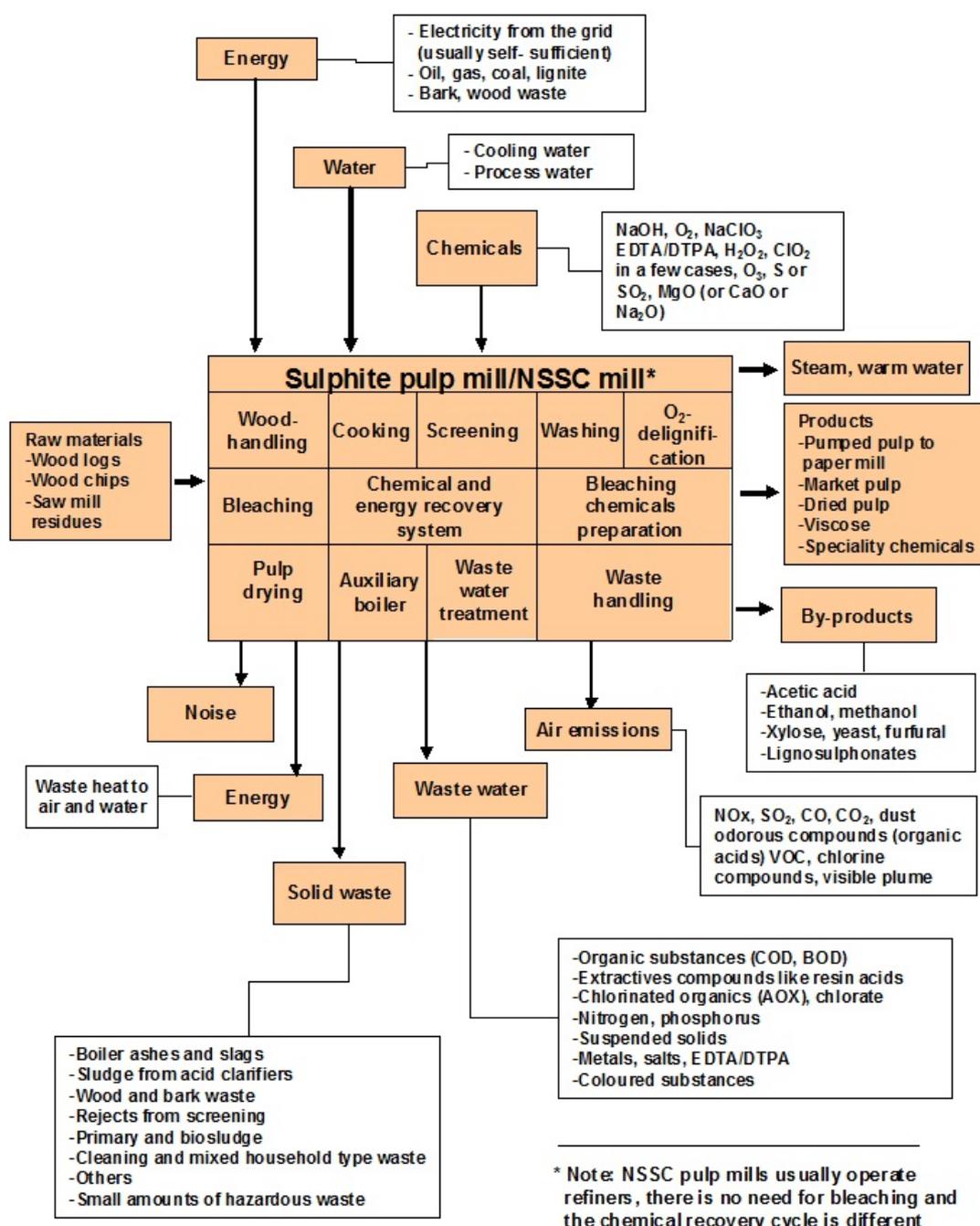


Figure 4.12: Mass stream overview of the inputs and outputs of a sulphite pulp mill

Table 4.4 shows yearly averages from three integrated acid magnesium bisulphite mills manufacturing pulp for papermaking in Germany. Therefore, the data do not represent the whole range of emission levels of sulphite pulp mills. However, the data give an overview of the major input flows (raw materials, fuels and water used) and emission loads to water and air including residues that can be expected at a typical sulphite pulp mill.

Table 4.4: Annual average specific input/output data from three integrated sulphite pulp and paper mills manufacturing together about 462 000 ADt/yr

Input (3 example mills, data from 2008)			Output (3 example mills, data from 2008)		
Raw materials	Value	Unit ⁽¹⁾	Product	Value	Unit
Wood (oven dry)	~ 2.1	t/ADt	Bleached pulp	1	ADt
SO ₂ as S	28 – 32	kg/ADt			
MgO	9.5 – 24	kg/ADt	Emissions after treatment		
NaOH	26 – 30	kg/ADt	CO ₂	No data	kg/ADt
H ₂ SO ₄	4	kg/ADt	CO ₂ , regenerative	No data	kg/ADt
H ₂ O ₂	21 – 26	kg/ADt	NO _x	0.96 – 1.9	kg/ADt
DTPA	1.3 – 3	kg/ADt	CO	0.03 – 1.12	kg/ADt
Energy			SO ₂ -S	0.77 – 1.11	kg/ADt
Oil	No data	MJ/ADt	Dust	0.03 – 0.07	kg/ADt
Coal	No data	MJ/ADt	COD	21 – 25.5	kg/ADt
Natural gas	No data	MJ/ADt	BOD ₅	0.45 – 1.2	kg/ADt
Purchased electricity	No data	kWh/t	Suspended solids	0.4 – 1.2	kg/ADt
Total primary energy ⁽²⁾	No data	kWh/t	AOX	<0.002	kg/ADt
			N _{inorg}	0.09 – 0.4	kg/ADt
			Total phosphorus	0.01 – 0.06	kg/ADt
			Waste water flow	43.5 – 65	m ³ /ADt
Water use			Residues		
Raw/fresh water	43.5 – 65	m ³ /ADt	Sludge (90 % dry solids)	24 – 29	kg/ADt
			Ashes from power boiler and desulphurisation	13 – 33	kg/ADt
NB:					
⁽¹⁾ ADt = air dry tonne of pulp.					
⁽²⁾ Air emission from purchased electricity is not included.					
⁽³⁾ Air emissions refer to the recovery boiler only. Emissions from bark and auxiliary boilers are not included.					
⁽⁴⁾ Data refer to the pulp mill only. Emissions from paper manufacturing have to be considered separately.					
Source: [236, COM 2009]					

The data refer only to the pulp production, i.e. paper production is not included. The data for emissions to water represent the situation after biological treatment. The air emissions data refer to the situation after abatement.

For sulphite mills manufacturing dissolving pulp, the consumption and emission levels are different with regard to a number of aspects: the wood input is remarkably higher (2.6 tonnes/bone dry tonne of pulp), as is the NaOH dosage which is required to achieve purified pulp with a high alpha-cellulose content. Using second-hand caustic from the viscose plant, one dissolving pulp mill adds up to 80 kg NaOH/ADt of pulp. In terms of the energy balance, the pulp mill generates 140 % of its own energy consumption, delivering the excess to the mill that manufactures the viscose fibres.

4.2.2 Consumption and emission levels arising from process units

This section refers to all types of sulphite pulp mills, including NSSC mills.

In sulphite pulping, energy consumption, waste water effluents, emissions generated from the handling of the spent liquor (if calcium is used as a base) and the emissions to air are the main points of interest. For the neighbourhood, odorous gases, noise or annoyances associated with transport of the raw materials and end products may also raise concerns. The most relevant consumption of raw materials and emissions to water, air and soil (waste) as well as energy aspects are discussed below covering the following aspects:

- wood consumption;
- consumption of chemicals;
- energy demand;
- water use and waste water emissions from different process steps and the whole effluent including:
 - washing losses
 - discharges from the bleach plant
 - condensates from evaporators
 - spillages
 - discharges of nutrients
 - discharges of chelating agents
 - chlorine compounds from bleaching and bleaching chemical preparation (only for the very few ECF pulp mills)
 - discharges of metals (depending on the wood source used);
- emissions to the atmosphere from point sources (recovery boiler, auxiliary boilers);
- odorous gases and diffuse emissions;
- solid waste generation;
- noise.

Where data are available, information on emissions to water, air or soil (waste) are given before and after external treatment.

4.2.2.1 Wood consumption

Softwood (mainly spruce) and hardwood (mainly beech, or eucalyptus) can be used as raw material in the sulphite pulping process. Logs, chips and sawmill residues are used. A few mills use sawmill residues only. The use of wood and the yield for production of bleached pulp is dependent on the selectivity in delignification and bleaching, the wood species used, and the type of sulphite pulping applied (see Section 4.1.1).

The wood required for the manufacturing of one tonne of bleached sulphite pulp for papermaking is normally 1.8 – 2.1 bone dry tonnes of wood/ADt of pulp.

Due to the slightly higher yield of the magnefite process (compared to the acid sulphite process), the wood consumption is slightly lower. Magnefite pulps differ from sulphite pulps in that they have the possibility to use pine.

For dissolving pulp (viscose production), the wood input is remarkably higher: around 2.6 bone dry tonnes of wood/ADt of pulp is used in a mill due to the lower yield.

For speciality pulps, the wood consumption varies in a large range depending principally on the level of hemicellulose extraction: 2.2 – 2.8 bone dry tonnes of wood/ADt of pulp. Wood species and products manufactured also affect the ratio.

A NSSC pulp mill reported a wood consumption of 2.4 – 2.9 m³ of unbarked wood/ADt of pulp. This corresponds to about 1.1 bone dry tonnes of wood/ADt of pulp. The main raw material in this case is birch. Spruce, aspen, alder or logging residues can also be used. The yield for production also depends on the wood species used.

4.2.2.2 Consumption of chemicals

Consumption of chemicals varies from mill to mill to a certain extent. However, the typical consumption of the main chemicals for sulphite pulp production is reported in Table 4.5.

Table 4.5: Consumption of main chemicals in sulphite pulp production

Chemicals used for bleached Mg-sulphite pulp production	Amount [kg/ADt]
NaOH	10 – 55
O ₂	0 – 15
H ₂ O ₂ (100 %)	10 – 40
EDTA or DTPA	0 – 3
O ₃ ⁽¹⁾	0 – 5
S (mills use either solid S or liquid SO ₂)	20 – 40 (up to 90)
SO ₂ (mills use either S or SO ₂)	0 – 70
MgO	15 – 25
Defoamers	1.31 (1 mill)
Dispersing agent for resins	0.43 (1 mill)
Cleaning agents	NA
NB: ⁽¹⁾ Ozone is normally not used in sulphite pulp mills. However, two mills that are manufacturing dissolving sulphite pulp and one that produces paper grade pulp have implemented an ozone bleaching stage. ⁽²⁾ NSSC mills do not use bleaching chemicals or complexing agents (unbleached pulp). The main chemicals are NaOH or NaCO ₃ (cooking based on Na) and S or SO ₂ .	

A Swedish magnefite pulp mill producing bleached pulp for fine paper manufacturing reported the following chemical consumption per tonne of pulp as 50 kg of sodium hydroxide, 14 kg of oxygen, 1.8 kg of EDTA, 2 kg of peracetic acid (softwood) and 37 kg of hydrogen peroxide. The bleaching sequences are (E + O) Q (E + O + P) (O+P)-Q-(Paa-P) for softwood and (O+P)-Q-P for hardwood.

4.2.2.3 Energy consumption

In sulphite pulp mills, the majority of thermal energy is consumed for heating the digesters, during bleaching (heated process in order to accelerate and control the chemical reactions), pulp drying (if it applies) and for the evaporation of the weak liquor to 58 – 60 % dry solids content. Electrical energy is mostly consumed for the transportation of materials and water (pumping) and to maintain the pressure in the digesters and the bleach plant.

The manufacturing of bleached sulphite pulp consumes about 7.5 – 16.5 GJ/ADt of heat energy (excluding steam for the production of electrical power). The lower levels are achieved when paper pulp is produced and the drying of pulp is not included (pumpable pulp). The consumption of electrical energy is 550 – 900 kWh/ADt [236, COM 2009]. The energy consumption for pulp drying is about 25 % of the heat energy and 15 – 20 % of the electrical energy. Around 50 % of the electrical energy consumption is used for pumping. If ozone is used in bleaching, the total consumption of electrical energy may reach 990 kWh/ADt.

The energy consumption depends on the process configuration, process equipment, process control efficiency and product portfolio.

Table 4.6 below exemplifies the reported net energy consumption for some European sulphite pulp and paper mills as heat (excluding that for back-pressure power generation) and electrical power for non-integrated or integrated sulphite pulp production. In the latter case, energy data refer to pulp production only.

Table 4.6: Example energy consumption of some European sulphite pulp and paper mills in 2008

Pulp grades	Process heat [GJ/ADt]	Electric power [kWh/ADt]
Production of bleached sulphite pulp; for integrated mills data refer to pulp manufacturing only (pumpable pulp)	7.5 – 8.5	550 – 750
Production of bleached sulphite pulp; data refer to air dry pulp (including drying machine); manufacturing of by-products may also be included	13.5	880
Production of bleached sulphite pulp for viscose and chemical applications; data refer to air dry pulp (including dryers)	16.5	900
<i>Source:</i> [236, COM 2009]		

No data were provided about the status of the energy efficiency of the presented mills. From available data derived from filled-in questionnaires, Table 4.7 and Table 4.8 summarise the energy consumption for two different types of mills by subprocess. Thus, the main energy-consuming process stages can be identified. It is clear that energy reporting still differs from mill to mill and includes different equipment with different levels of detail. The figures represent stepwise modernised mills which were built many decades ago and subsequently updated and retrofitted (reference year: 2008). A newly built or more recently modernised existing mill would most probably have lower values.

Table 4.7: Energy consumption for the production of bleached sulphite pulp

Process unit	Process heat (steam) total net consumption [GJ/ADt]	Electric power net consumption [kWh/ADt]	Remarks
Wood room	0.185	14	Handling, debarking, chipping
Cooking	2 314	129	
Washing and screening	-	-	No data; normally around 45 – 55 kWh/ADt
Bleaching	1 456	248	No O ₂ delignification
Bleach stock screening	-	-	No data; normally around 30 – 40 kWh/ADt
Pulp drying	-	-	Data refer to pumpable pulp; pulp drying consumes approx. 2.8 – 3 GJ/ADt and 100 kWh/ADt of power
Evaporation and stripping	3 840	42	Data without stripping
Recovery boiler	0.291	286	Including flue-gas desulphurisation
Auxiliary boiler	-	-	Associated with paper production
Effluent treatment	-	-	No information provided; normally between 9 and 15 kWh/ADt
Bleaching chemicals preparation	-	-	No information provided
Miscellaneous, pulp mill	-	12	Not further specified
Total pulp mill	8 086	731	
NB: Similar percentage of hardwood and softwood used; data refer to 'air dry tonne' but the process ends with pumpable pulp production.			
Source: [236, COM 2009]			

As indicated in the right-hand column of Table 4.7, the data set is not complete. The system boundaries and processes referred to are not always transparent. Data refer to pumpable pulp, i.e. the pulp dryer is not included. The energy consumption figures can only give a rough indication of the major energy consumers in a sulphite pulp mill manufacturing paper pulp and approximate total net energy consumption values.

In contrast to Table 4.7, Table 4.8 includes pulp drying, the power consumption of the energy plant, raw water and waste water treatment and a large amount of energy which is consumed by miscellaneous processes including losses and possible measurement errors.

Table 4.8: Reported energy consumption for the production of bleached sulphite pulp

Department	Process heat (steam) total net consumption [GJ/ADt]	Electric power net consumption [kWh/ADt]	Remarks
Wood room		36.3	Handling, debarking, chipping
Cooking	2 577	124.5	
Washing and screening	---		
Delignification	0.421	140.0	
Bleaching	0.266		
Bleached stock screening	---	119.4	
Pulp drying	3 024		
Evaporation & stripping	4 118	104.2	
Recovery boiler	0.197	18.5	
Auxiliary boilers		75.4	Energy plant
Secondary recovery	0.068	32.2	
Raw and waste water treatment	--	75.4	Not specified
Preparation of bleaching chemicals	0.182	92.9	Not specified
Miscellaneous, pulp mill	2 705	60.8	Unmeasured losses, measurement errors
Total pulp mill	13 656 (*)	879.6	
NB: Mostly softwood used; data refer to air dry tonne of pulp and include the pulp dryer and the manufacturing of by-products. (*) In this case, the sum reported by the mill operator does not add up. The sum for adding the energy consumption of different departments is very difficult to establish because of the challenge measuring the process heat of all different departments. When mapping the electrical power, the total sum rarely adds up because different process cycles may be operated during the mapping. These table can therefore only give an indication of the main energy consumers in a mill. Source: [236, COM 2009]			

Sulphite pulp mills are energy-intensive installations. At the same time they produce steam and electrical power on site by use of mostly regenerative fuels. Non-integrated sulphite pulp mills are around 90 % energy self-sufficient (when they operate chemical and energy recovery units). This is mainly because of the energy recovery by burning off around 50 % of the incoming wood in the recovery boiler (concentrated black liquor) and the use of bark as auxiliary boiler fuel. Furthermore, secondary energy from different process steps can be recovered as warm and hot water (40–80 °C). In mills that operate a recovery boiler, fossil fuels are mainly used as support fuel, in case of disturbances and for start-up and back-up fire in the recovery boiler (e.g. oil or natural gas) and in the auxiliary boiler(s). Fossil fuels are also used when the SO₂ absorption scrubber is stopped for cleaning.

The recovery boiler acts as a power station where the concentrated spent sulphite liquor is burnt. Generated heat is utilised for the generation of high-pressure, superheated steam. Part of the energy content in the high-pressure steam is utilised for generating power in a back-pressure turbine. Medium-pressure steam extracted from the turbine and low-pressure exit steam are utilised for covering the heat energy demand in the pulp process. Sulphite pulp mills that operate recovery boilers are nearly electricity self-sufficient and only need a limited supply of fossil fuel-based power.

The few mills in Europe that do not run recovery or biomass boilers have to generate steam and electricity entirely from fossil fuels.

In an integrated pulp and paper mill, the excess heat produced by the pulp mill is not enough to cover the energy consumption of the paper production. The additional demand for heat has to be met by heat produced in wood/bark boilers and auxiliary boilers. Fossil fuel is used as support fuel in bark and sludge boilers and as the main fuel in auxiliary boilers as well. Peaks in energy consumption are often satisfied by using a steam block fed with fossil fuels.

4.2.2.4 Waste water flow and emissions to water

Figure 4.13 gives an overview of the main processes involved in sulphite pulping and the major sources of emissions to water. The emissions to water originate from different processes, mainly washing losses, effluents from the bleach plant and condensates from the evaporation plant. They also include accidental spills. However, in well-managed sulphite mills there are nearly no spillages that are not recovered.

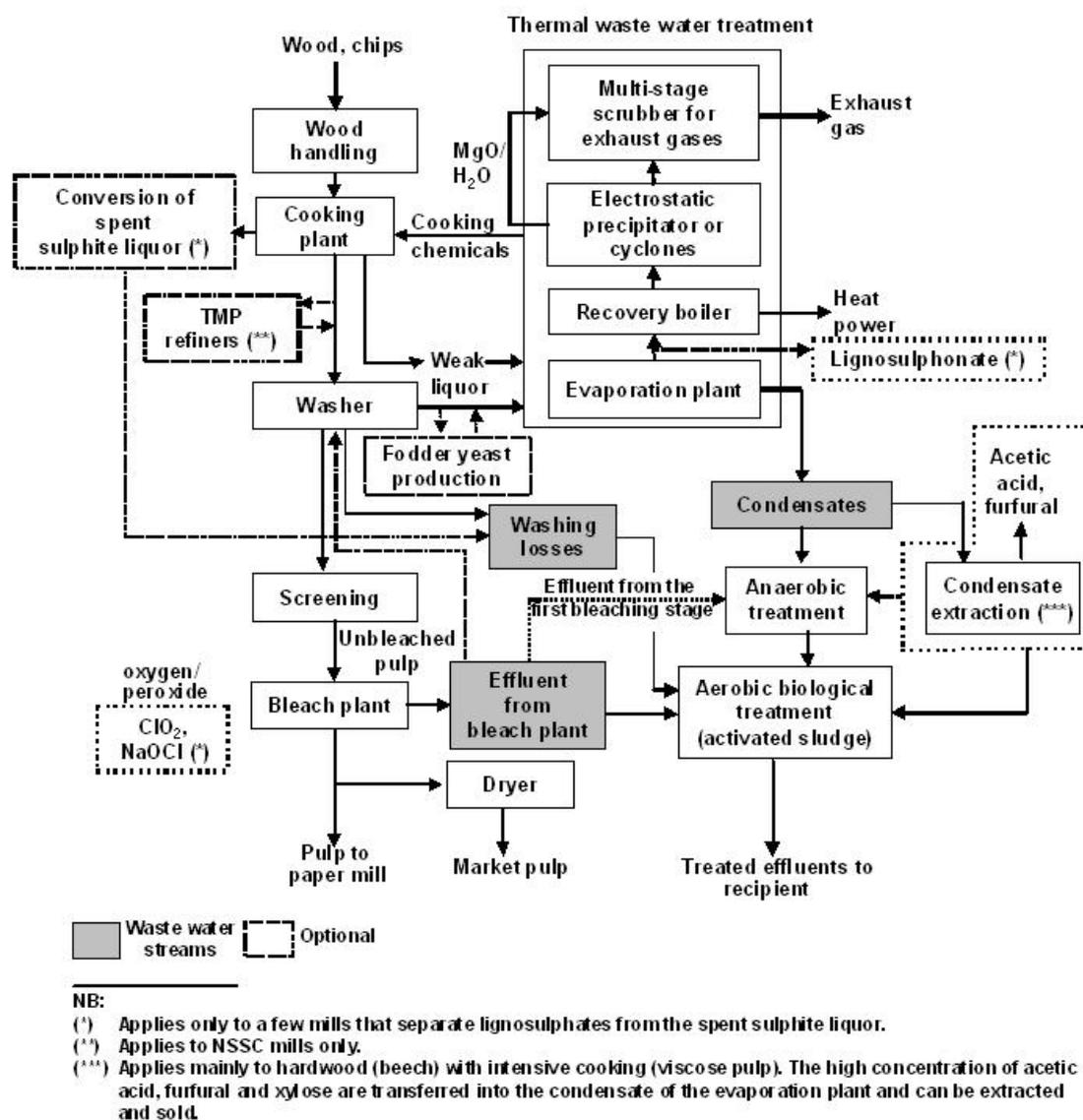


Figure 4.13: Major sources of emissions to water from sulphite pulping

An overview of the amount of waste water discharged (yearly averages) from different sulphite pulp mills is given in Figure 4.14. Reported values range from 25 m³/ADt up to 156 m³/ADt of pulp.

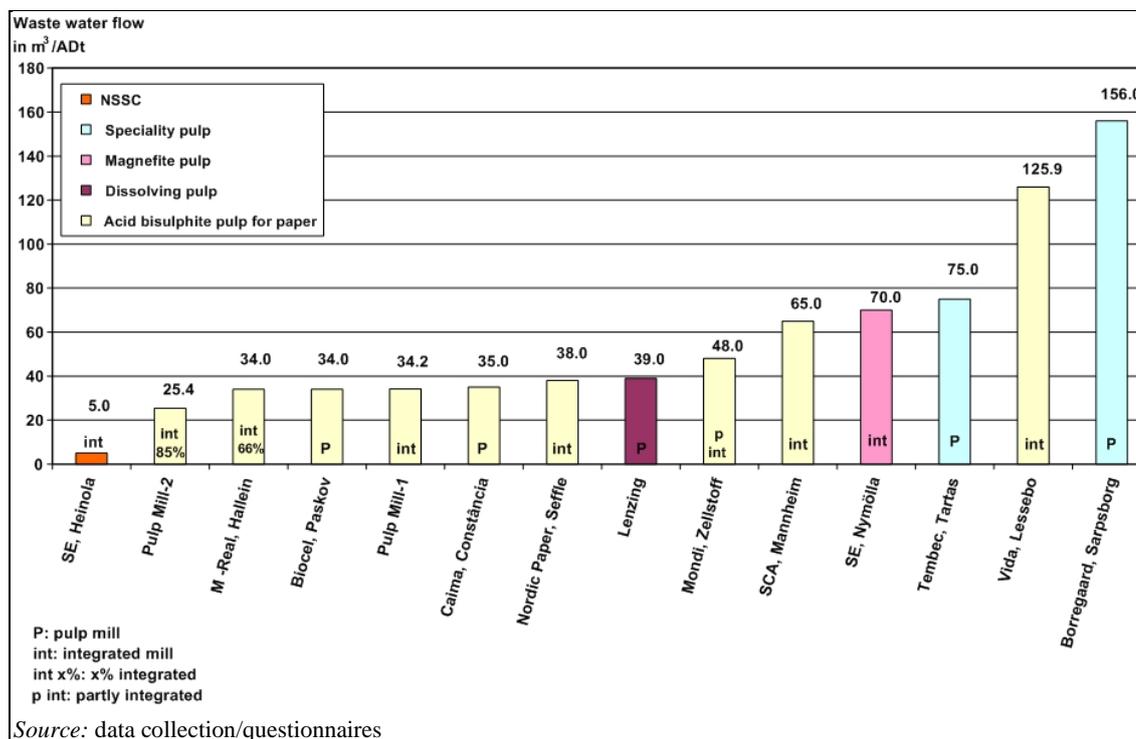


Figure 4.14: Waste water discharged (yearly averages) from different sulphite pulp mills

The current emission levels of the different types of sulphite pulp mills shown in Table 4.9 reflect the range of emissions found in Europe. Most of the mills operate biological treatment plants.

Table 4.9: Reported ranges of annual average effluent discharges in 2008 from different types of European sulphite pulp mills after waste water treatment

Pulping technology and products manufactured	Flow m ³ /ADt	BOD _{5/7} kg/ADt	COD kg/ADt	AOX kg/ADt	Tot-P kg/ADt	Tot-N kg/ADt	TSS kg/ADt
Pulp for papermaking	35 – 65 [25 - 126] ⁽²⁾	0.25 – 1.2	10 – 42 [10-120] ⁽²⁾	<0.001 - 0.03	0.02 – 0.10 [0.01 – 0.17] ⁽²⁾	0.17 – 0.2	0.62 – 3.7 [16]
Pulp for papermaking, magnefite ⁽¹⁾	45 – 70	0.7 – 2.0	30 – 40	0	0.03 – 0.15	0.17 – 0.25	1.0 – 4.0
Dissolving pulp for textile production ⁽⁴⁾	40	not detectable	4	<0.002	<0.01	<0.1	0.25
Speciality pulp for chemical applications ⁽¹⁾	40 - 75 [156] ⁽²⁾ ⁽³⁾	4.1 – 23	58 – 145 [41, 58–62, 173] ⁽²⁾	0.2 – 0.75	[0.14] 0.25	1.1 (higher for NH ₄ base: 2.5)	6.1 – 16
NSSC mills, unbleached	11 – 20	0.7 – 1	5 – 10	-	0.01 – 0.02	0.1 – 1.6	0.5 – 1

Source:

The emission levels are derived from personal communications with various mills and filled-in questionnaires.

⁽¹⁾ [CEPI]

⁽²⁾ Figures in square brackets from data collection/questionnaires.

⁽³⁾ Upper level of data collection/questionnaire: 156 m³/ADt not included in comments.

⁽⁴⁾ Data only from one mill.

In many cases, the flow includes process water as well as cooling water. This is because many mills use the cooling water afterwards as process water. Others discharge the uncontaminated cooling water separately.

The individual pollutants discharged are discussed in more detail below.

Discharge of organic substances

Discharges of organic substances after treatment in general vary between 4 kg COD/ADt and 173 kg COD/ADt (refer to Figure 4.15 and Figure 4.16 for COD data for different types of mills). The highest value refers to a pulp mill that had to shut down its aerobic waste water treatment plant due to a legionella outbreak.

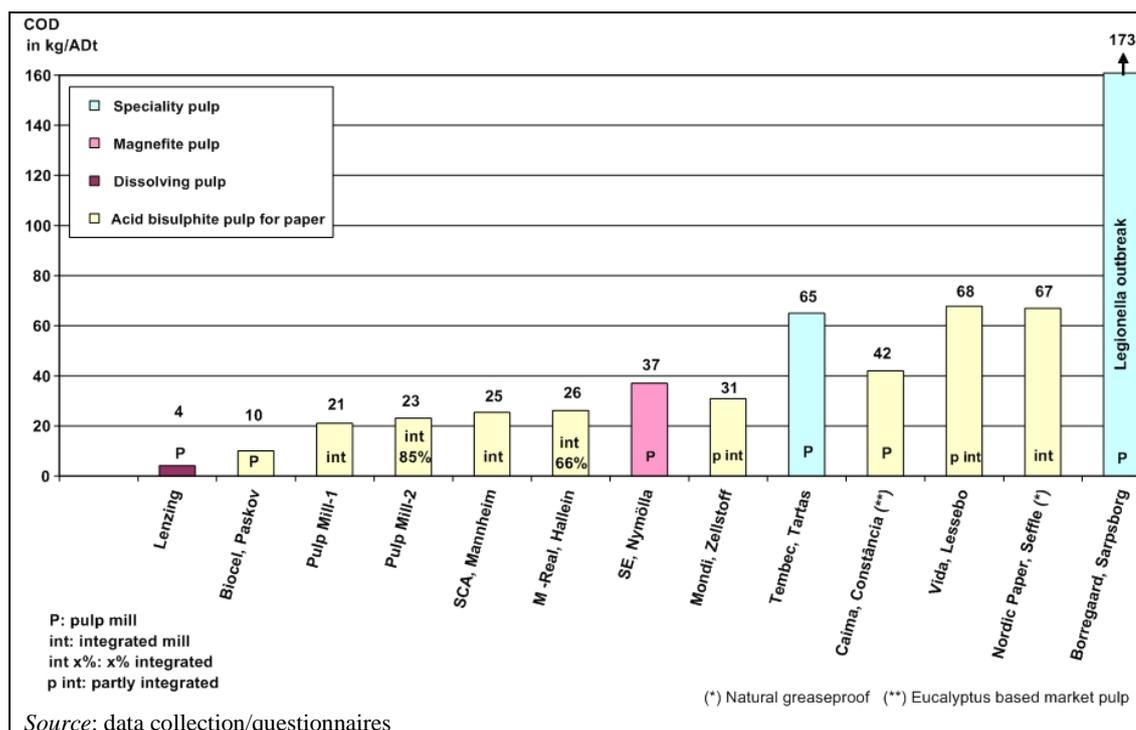


Figure 4.15: Yearly averages of specific COD loads from sulphite pulp mills (excluding NSSC)

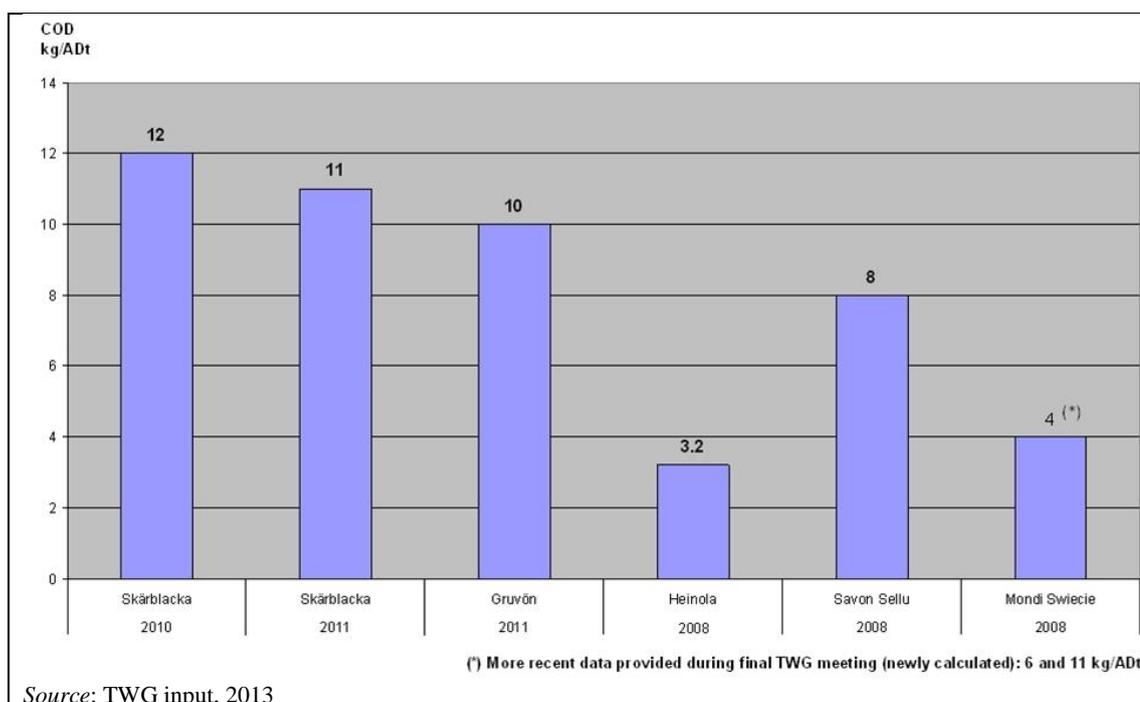


Figure 4.16: Yearly averages of specific COD loads from NSSC pulp mills

For the acid magnesium bisulphite mills, the amount of organic substances dissolved out of the cooked wood chips in the open part of the process (namely after brown stock washing), i.e. in the bleach plant, usually amounts to 40 – 70 kg COD/ADt. However, one mill has brought specific COD emissions from the bleach plant down to 23 kg/ADt (Biocel Paskov, CZ). The specific waste water volume of well designed and operated paper pulp bleach plants is in the range of 15 – 25 m³/ADt. One mill reported a water flow of 5 m³/ADt from the bleach plant.

The organic load discharged with the effluents from the bleach plant is somewhat different between softwood and hardwood in the sense that although softwood bleach plant effluent contains less COD, it is much harder to degrade in biological treatment because of its composition. Also, for mills producing speciality pulp, emissions might be higher compared to paper pulp production, especially for TCF, due to ECF bleaching with ClO₂ as D1 which is absolutely necessary and an extraction stage to remove hemicelluloses that has to be performed. Streams resulting from these two stages have high loads of organic compounds (partially non-biodegradable for D1).

The COD load in condensates is normally much higher at sulphite pulp mills than at kraft mills owing to the content of acetic acid and furfural and because stripping of the most contaminated concentrated condensates is not a normal practice in sulphite pulp mills. Stripping of SO₂ to recover the sulphur dioxide and to avoid disturbances of the biological waste water treatment and subsequent anaerobic treatment of the condensates are important. COD from condensates are then degraded in a biological treatment plant. In the case of the Nymölla mill, SE, magnesium hydroxide is added before evaporation to lower the amount of COD in the condensates. The total load in condensates before treatment is up to 60 – 70 kg of COD/ADt. A single mill reported a specific load in condensates before treatment of 33 kg COD/ADt. In sulphite spent liquors a high amount of the acetic acid is in the volatile, free acid form. Furfural is produced from xylanes under acid conditions in the sulphite cook. The differences in terms of the COD load of the condensate between softwood and hardwood are quite small.

Apart from the bleach plant and the condensates, a minor amount of organic load comes from various smaller sources such as the wood yard, various washing losses, rinsing water, leakages or spillages (the latter are recovered in most cases). Normally these smaller sources contribute less than 10% of the total organic load of the effluents.

An example for specific COD emissions from a magnesite pulp mill is the Stora Enso Nymölla mill, SE (*source*: Nymölla, 2010): the initial load of organic substances is approximately 180 kg COD/ADt, about 20 kg of which are washing losses from the cooking plant. 100 kg are released in the oxygen stage and 30 kg COD/ADt are released in the peroxide stage. There are minor differences between hardwood and softwood. Before biological treatment, the oxygen stage effluents are treated by ultrafiltration where 30 – 35 kg non-biodegradable COD are removed. After biological treatment the specific COD emissions are 43 kg COD/ADt.

In sulphite mills that use calcium as a base, the discharge loads to water tend to be higher than those that use magnesium as a base, even if comparable measures are applied. Of the three calcium-based mills in Europe, one produces paper pulp, one dissolving pulp and one speciality pulp for chemical applications. These mills do not operate a boiler to recover cooking chemicals and energy from the spent sulphite liquor (SSL). However, the major pollutant load is not only due to the absence of a recovery boiler. The organic load also comes from the evaporation stage of the SSL that is similar in both processes (calcium base and magnesium base). The auxiliary processes converting SSL to products such as the yeast, acetic acid or furfural, reduce the organic load of the condensates, and thus of the effluent. No data could be obtained about the actual level of emissions from the plants that produce paper pulp and dissolving pulp and the techniques they apply to reduce emissions. When dissolving pulp is produced, condensates have a higher organic load because more hemicelluloses are hydrolysed during cooking. The spent sulphite liquor of calcium-based mills can be partly or entirely converted into products, and in that case may leave a similar organic load to magnesium bisulphite pulp mills (*Source*: experience from Spain). The situation of the calcium-based pulp mill that produces paper pulp is unknown because emissions data were impossible to obtain.

A dissolving sulphite pulp mill (Lenzing AG, AT) that manufactures dissolving pulp for viscose fibres (the pollution load before and after treatment) is shown in Table 4.10.

Table 4.10: Specific emissions to water of an integrated dissolving sulphite pulp mill before and after biological treatment

COD load before waste water treatment plant	Emissions to water after biological treatment
Wood yard: not separately measured	COD: 4.2 kg/t
Bleaching (1 st & 2 nd stage): ~ 14.2 kg/t	BOD ₅ : not detectable
Evaporator condensate: <39 kg/t	TSS: 0.22 kg/t
Total load: 44.9 kg/t	AOX: <0.002 kg/t
Total flow: 38.3 m ³ /t	Total P: 0.005 kg/t
	Total N: <0.1 kg/t
NB: Emissions are reported as yearly average values for 2008. The example represents a mill that has carried out possible process-integrated measures as described in Sections 4.1.1.3 and 1.1 in order to reduce releases to water. The waste water from the EOP stage is evaporated and incinerated, acetic acid and furfural are extracted from the evaporator condensates. The remaining waste water is treated in an activated sludge plant followed by a filtration step in order to reduce suspended solids, P and N. <i>Source</i> : [220, Kroiß 2009]	

The short-term values reported for COD and BOD emissions are shown in Figure 4.17 and Figure 4.18.

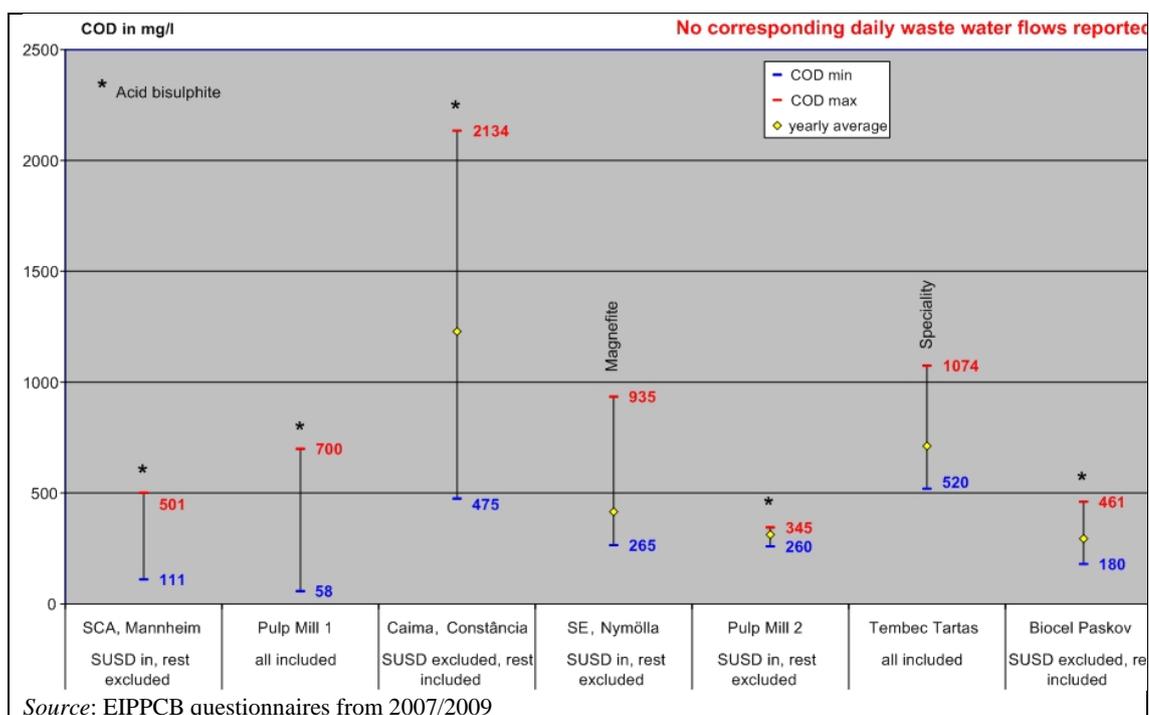


Figure 4.17: Short-term averages of COD emissions from sulphite pulp mills

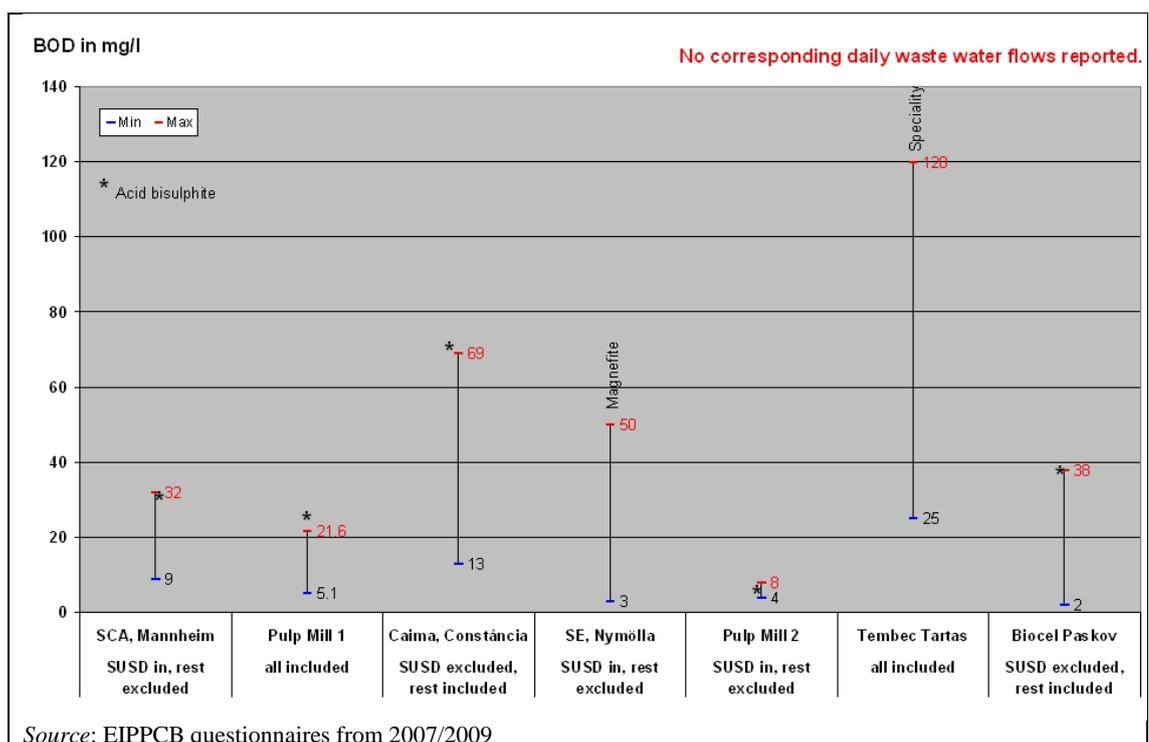


Figure 4.18: Short-term averages of BOD emissions from sulphite pulp mills

Discharge of total suspended solids (TSS)

After biological treatment, most of the suspended solids consist of biomass which should be retained in the treatment system as completely as possible. The lost flakes of activated sludge contain around 50 % carbon, which contributes to the discharged organic substances, measured as COD (homogenised sample), 10 % nitrogen and around 1 % phosphorus. The suspended solids are normally reduced by sedimentation and in a few cases by sand- or micro-filtration. A well operated activated sludge plant with sedimentation tanks normally achieves TSS values between 10 mg/l and 30 mg/l, although peak values of 96 mg/l have also been reported during the data collection. Higher values indicate that the settleability of the biosludge is reduced or bulking

sludge occurs which may result in an unwanted loss of biomass and an increase of COD emissions. Values of 150 - 250 mg TSS/l have been reported which indicate disturbances of the biological system or hydraulic overload. In integrated pulp and paper mills there are also suspended solids which are not measured by the parameter COD such as fillers or the inorganic part of coating colours.

An overview of specific TSS loads for individual plants is given in Figure 4.19 and Figure 4.20. Reported loads vary from 0.2 kg/ADt to 16 kg/ADt.

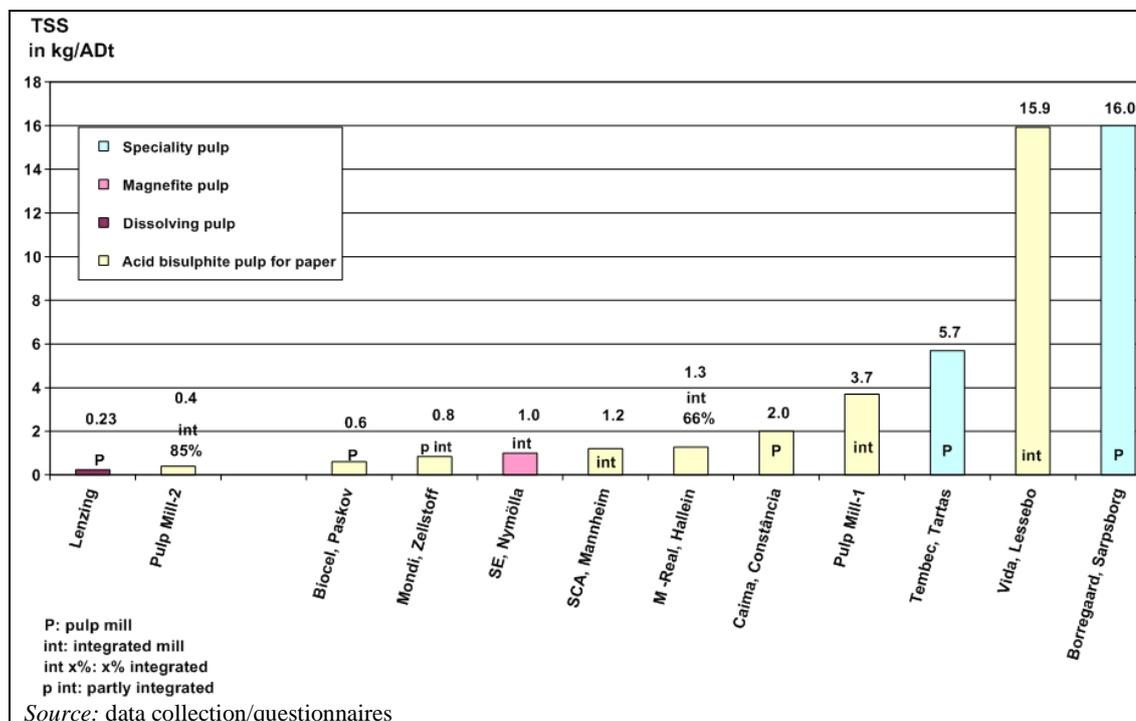


Figure 4.19: Yearly averages of specific TSS loads from sulphite pulp mills (excluding NSSC)

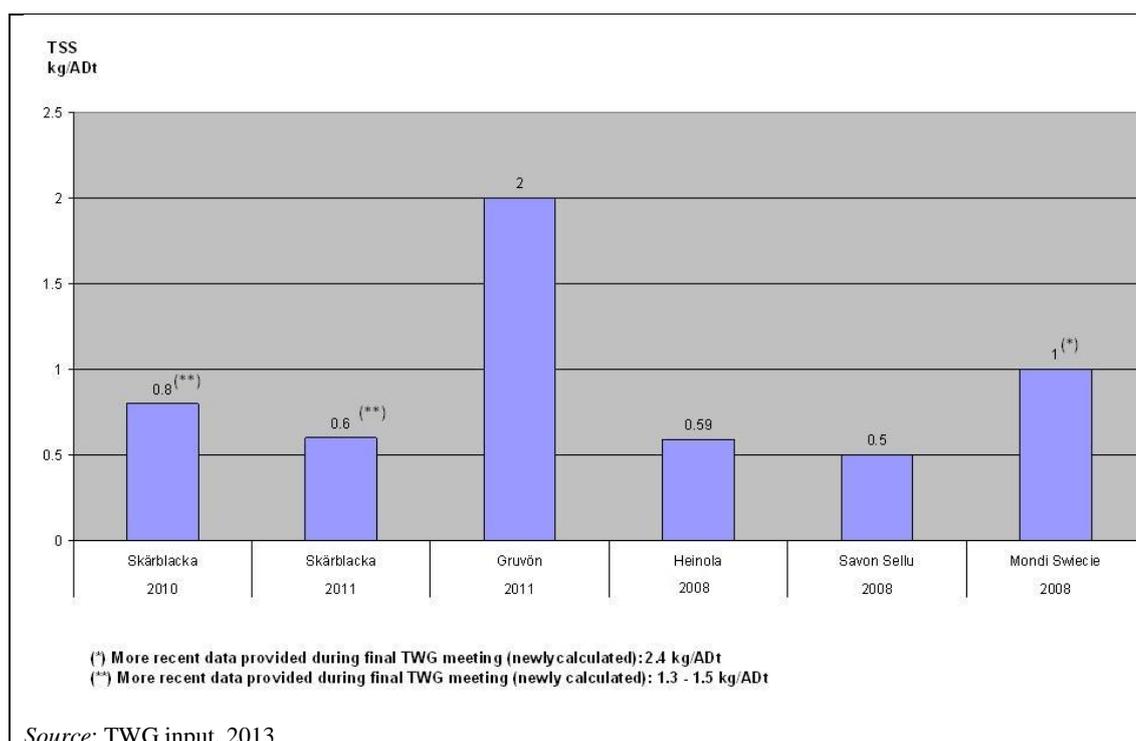


Figure 4.20: Yearly averages of TSS emissions from NSSC pulp mills

The short-term values reported for TSS emissions are shown in Figure 4.21.

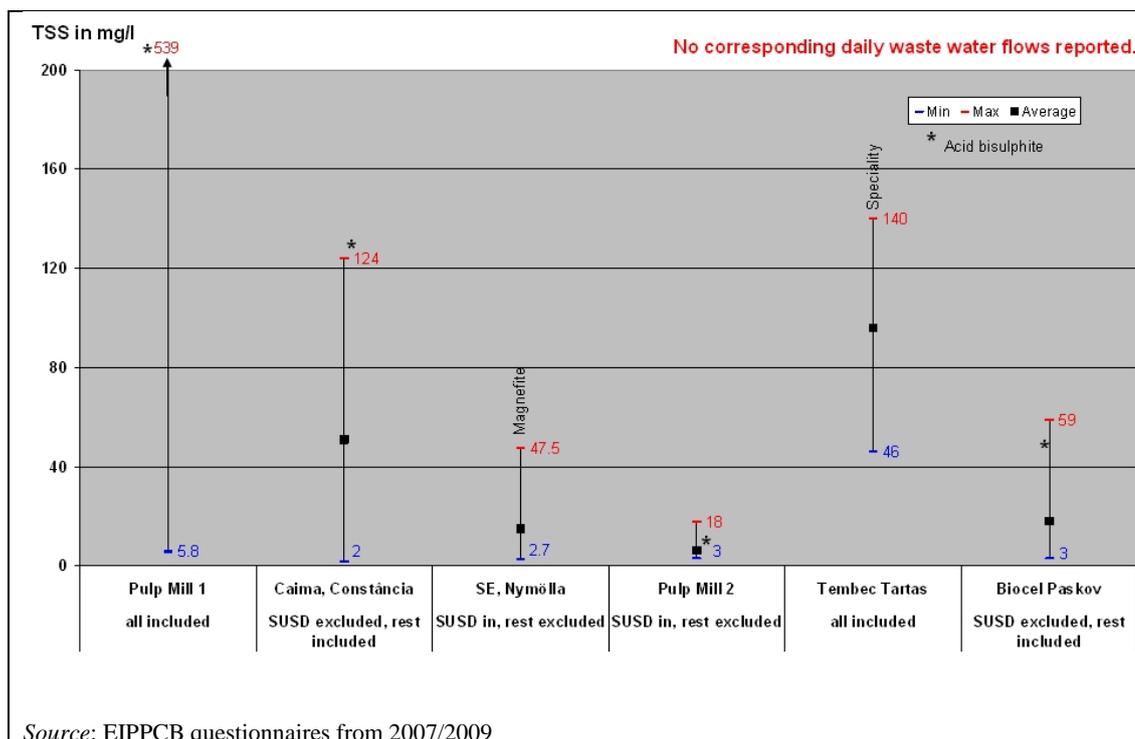


Figure 4.21: Short-term averages of TSS emissions from sulphite pulp mills

Discharge of nutrients

Mineral nutrients are usually added to the biological treatment plant to keep the balance C:P:N which is of crucial importance for the growth of active biomass. It is necessary to find and keep a balance between incoming N compounds and P compounds contained in the wood and the amount of nutrients added which requires a certain fine-tuning of the nutrient feed of the biological waste water treatment. Some pulp mills do not need to add phosphorus to their waste water treatment plant (e.g. a Portuguese sulphite pulp mill where TCF bleached pulp is produced using eucalyptus does not add any phosphorus to the aerobic treatment plant and still measured tot-P concentrations of 0.7 – 5.2 mg P/l [204, Portugal 2007]). In contrast, the addition of nitrogen (usually as urea) is essential for the functioning of the biological treatment. When the system is optimised, phosphorus discharges of below 1 mg tot-P/l and 5 – 10 mg tot-N/l as a yearly average are measured. Part of the total nitrogen is contributed by the poorly biodegradable N-containing complexing agents EDTA or DTPA that are released (see the paragraph on chelating agents in this section).

Overviews of specific phosphorus and nitrogen emissions for individual plants are given in Figure 4.22, Figure 4.23, Figure 4.25 and Figure 4.26. Emissions vary from 0.011 kg/ADt to 0.25 kg/ADt for total phosphorus and from 0.006 kg/ADt to 2.5 kg/ADt for total nitrogen.

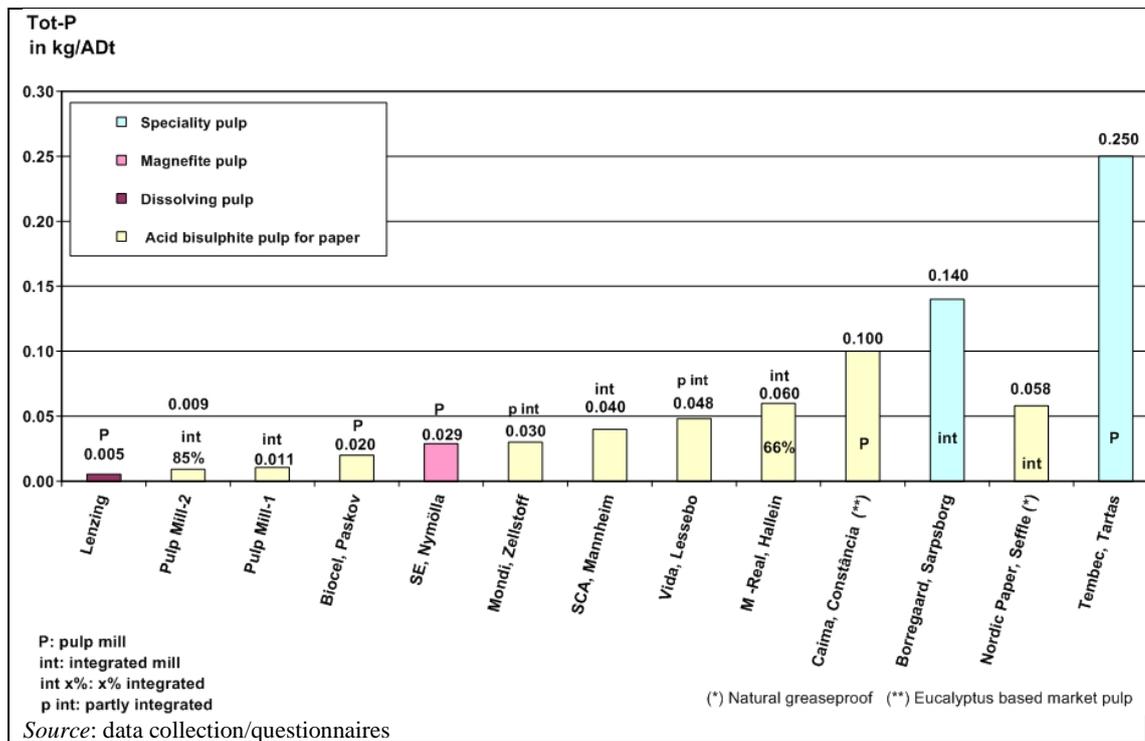


Figure 4.22: Yearly averages of tot-P emissions from sulphite pulp mills (excluding NSSC)

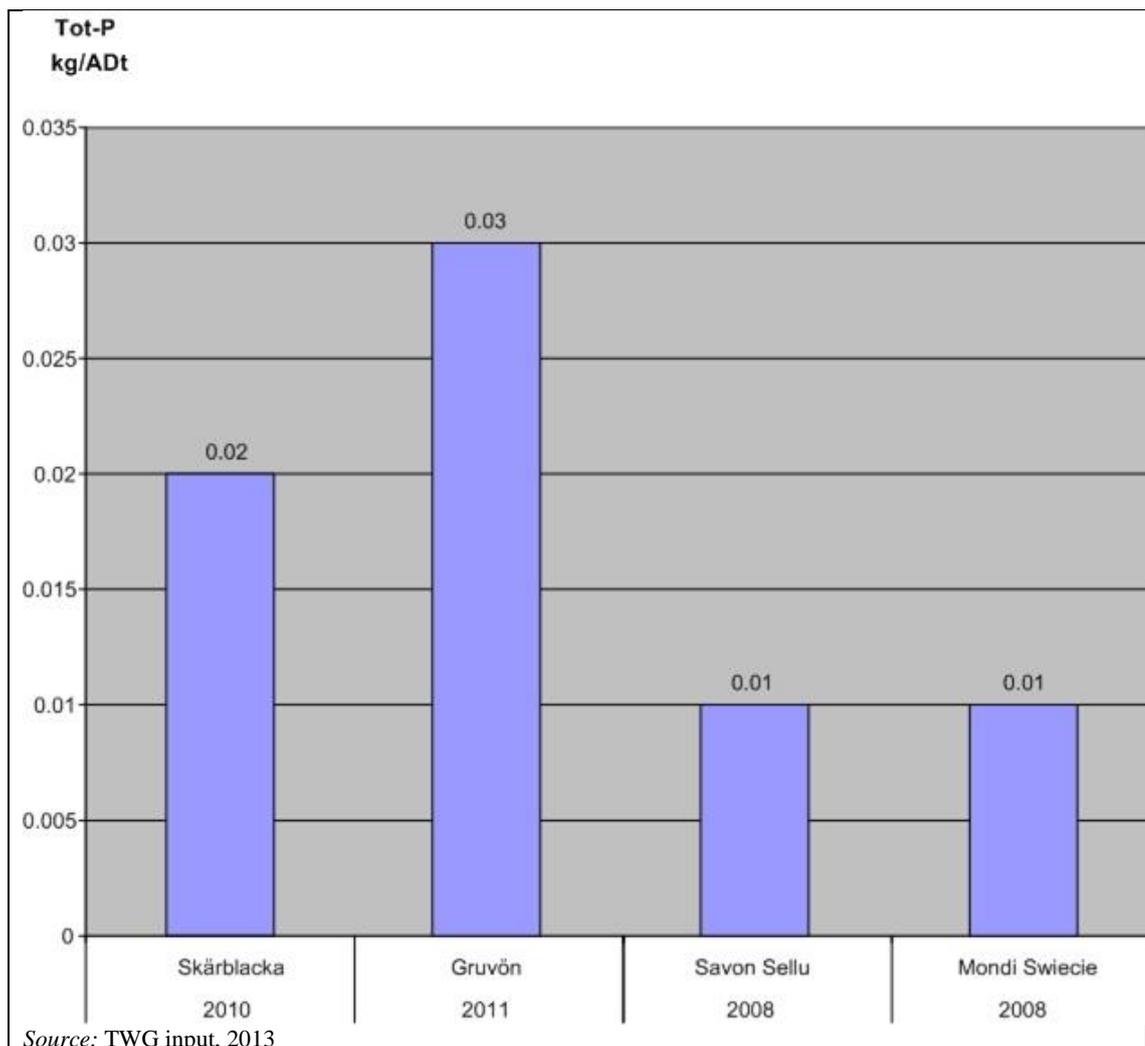


Figure 4.23: Yearly averages of tot-P emissions from NSSC pulp mills

The short-term values reported for tot-P emissions are shown in Figure 4.24.

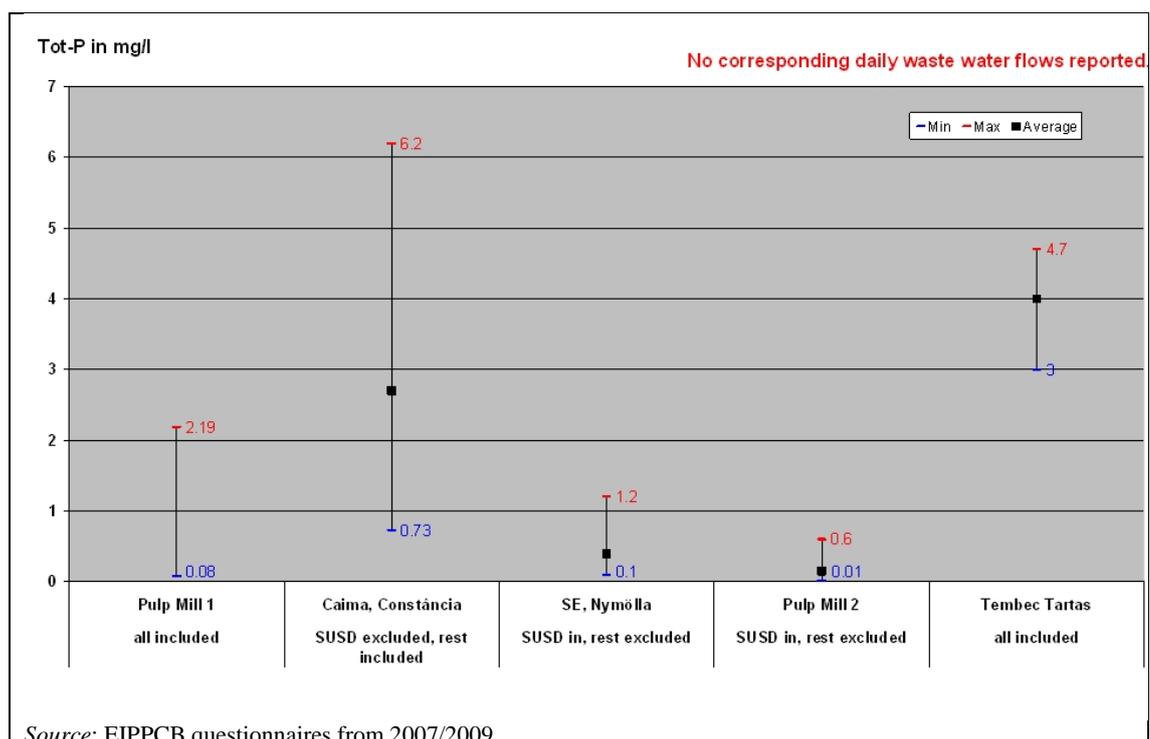


Figure 4.24: Short-term averages of tot-P emissions from sulphite pulp mills

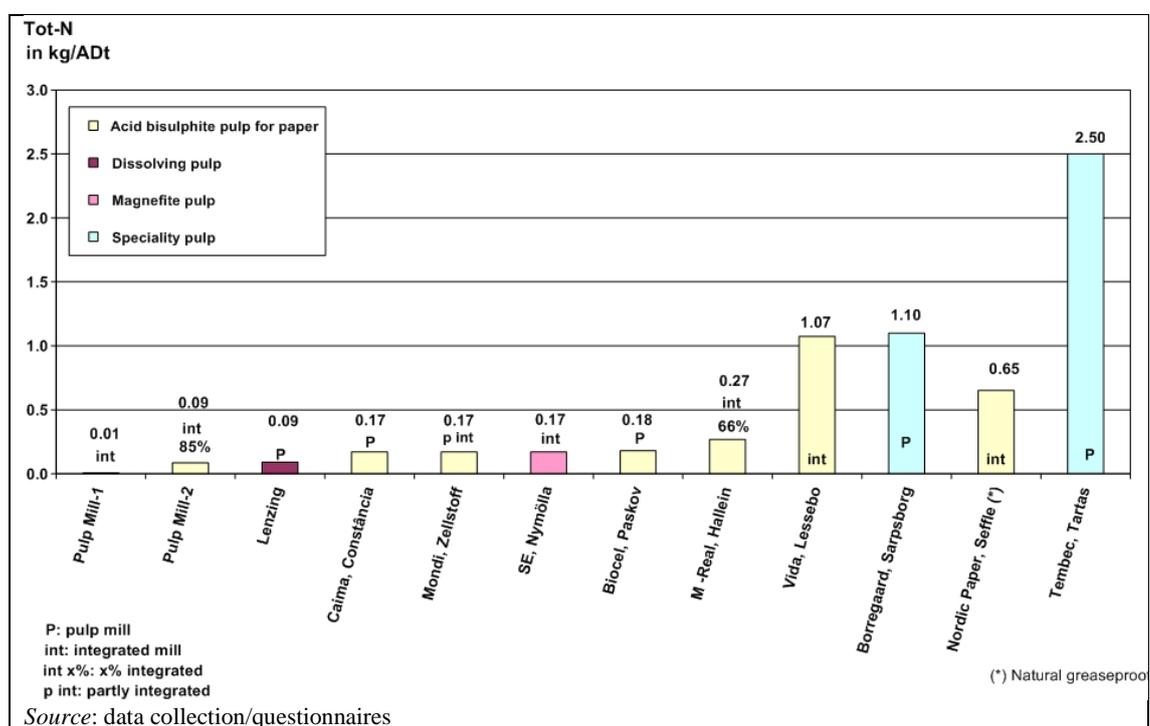


Figure 4.25: Yearly averages of tot-N emissions from sulphite pulp mills (excluding NSSC)

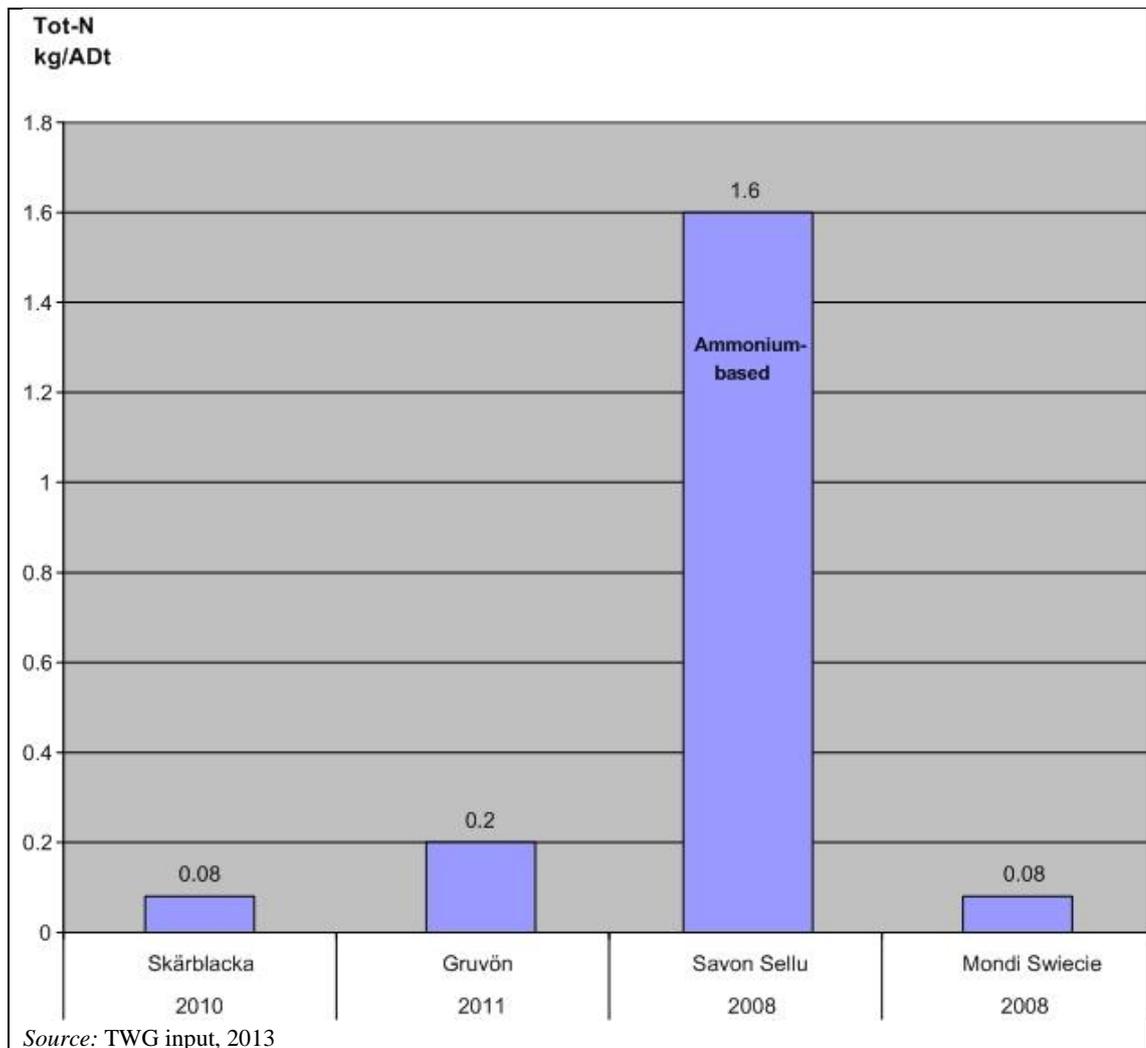


Figure 4.26: Yearly averages of tot-N emissions from NSSC pulp mills

The short-term values reported for tot-N emissions are shown in Figure 4.27.

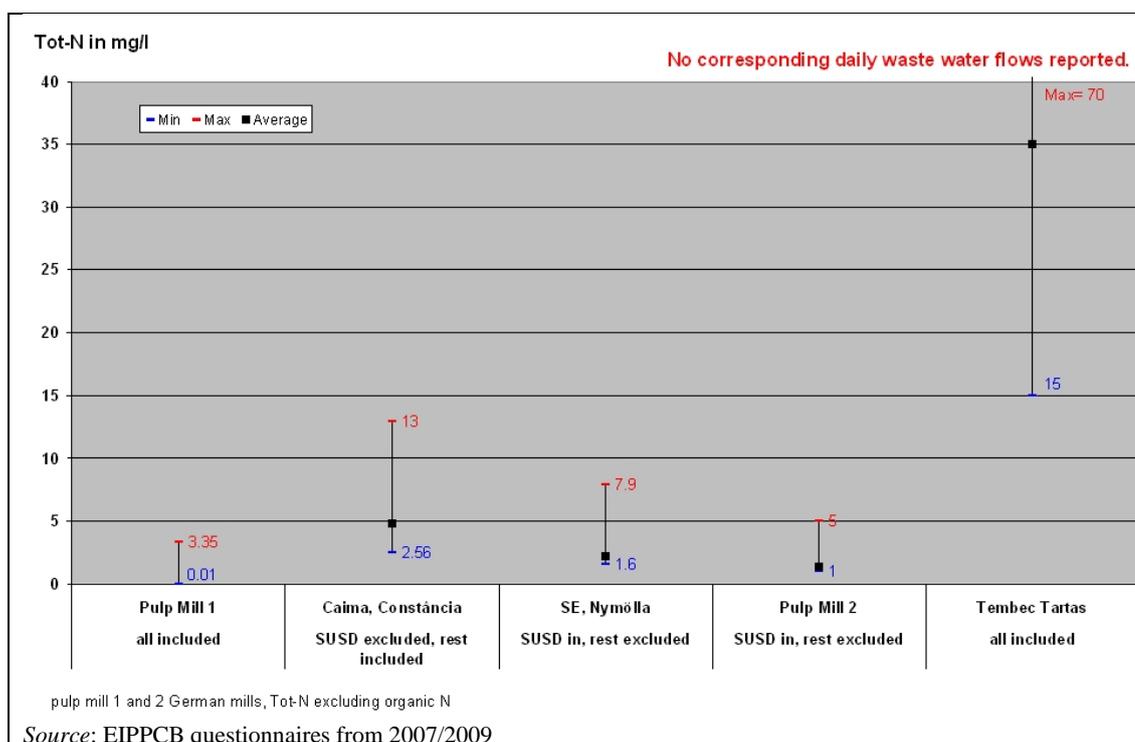


Figure 4.27: Short-term averages of tot-N emissions from sulphite pulp mills

Discharge of chelating agents

Most of the chelating agents used in the acid chelating stage are washed out of the pulp and are discharged to waste water treatment plants. Because the currently used chelating agents are not readily biodegradable, a high percentage of these chemicals will end up in the recipient. In most mills the output of acid Q stages are led to waste water treatment. The use of EDTA or DTPA is in the range of 0 – 3 kg chelating agent/ADt. Complexing agents are normally not measured in the effluents of sulphite pulp mills in Europe. Therefore, no measured emissions data are given here. However, at least one mill in Germany (SCA Mannheim) has been permitted with an emission limit value for DTPA emissions of 60 kg /day.

There are at least two sulphite pulp mills that do not use chelating agents although they manufacture high brightness pulp for papermaking (87 % ISO).

Discharge of chlorinated organic compounds (AOX) and chlorates

Totally chlorine free (TCF) mills discharge virtually no chlorinated organics (they are not formed in bleaching). The mills that manufacture ECF sulphite pulp measure AOX emissions depending on the process layout (number of stages where ClO₂ is applied; dosage of ClO₂) and the pulp quality manufactured.

An overview of specific AOX loads for individual plants is given in Figure 4.28. Loads vary from (undetectable) 0.06 g/ADt to 400 g/ADt, while concentration values between 0.02 mg/l and 0.91 mg/l were reported. The three mills with the highest values (30 – 400 g/AD/t) are ECF mills.

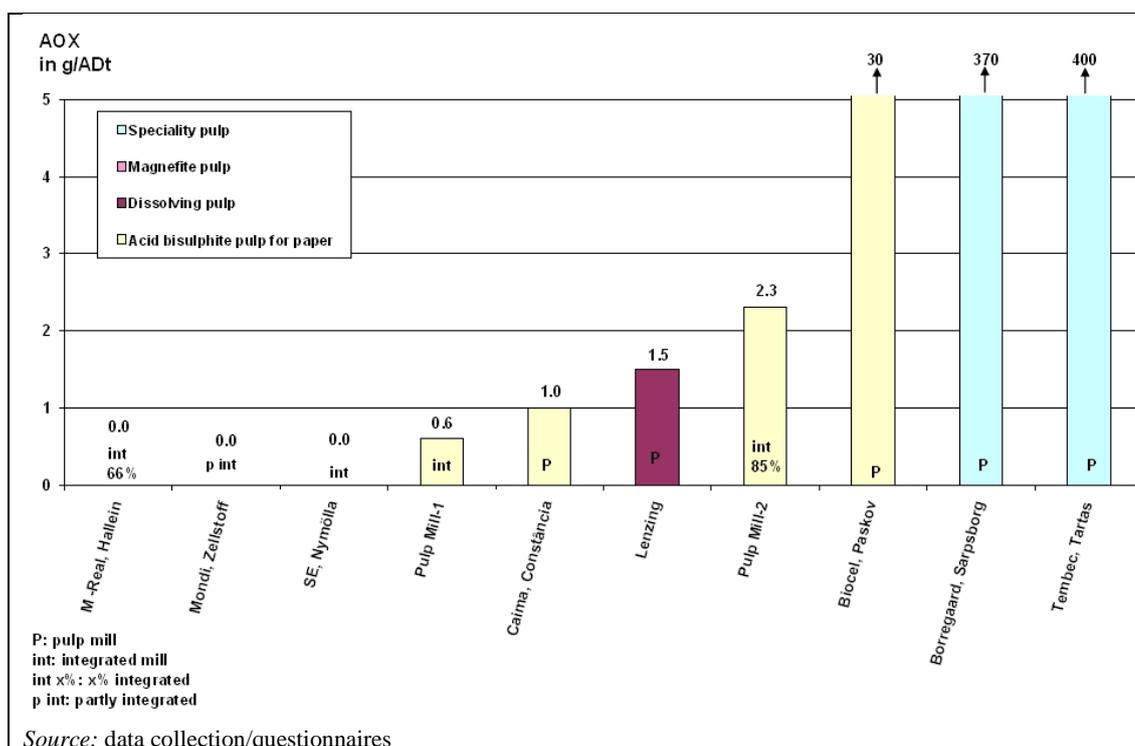


Figure 4.28: Yearly averages of AOX loads from sulphite pulp mills (excluding NSSC)

Tembec Tartas (FR), a mill that produces pulp for speciality grades, of which 10 – 20 % is fluff pulp for hygiene products (bleaching sequence: D-E/O-D), reported AOX values between 1.5 mg/l to 8 mg/l representing 0.2 kg/ADt to 0.75 kg/ADt depending on the pulp quality produced (low viscosity to high viscosity). The yearly average load was reported to be 0.4 kg/ADt. This variability is due to the different grades of speciality pulps manufactured.

Biocel Paskov (CZ), a mill that manufactures paper pulp with the bleaching sequence O – EOP – D – PO(P) – P, reported: if a pulp bleached with only small portions of ClO₂ is produced, the AOX emissions are between 0.6 mg/l and 0.8 mg/l; in the case of ECF pulp production 1.2 – 1.8 mg AOX/l are discharged.

The short-term values reported for AOX emissions are shown in Figure 4.29.

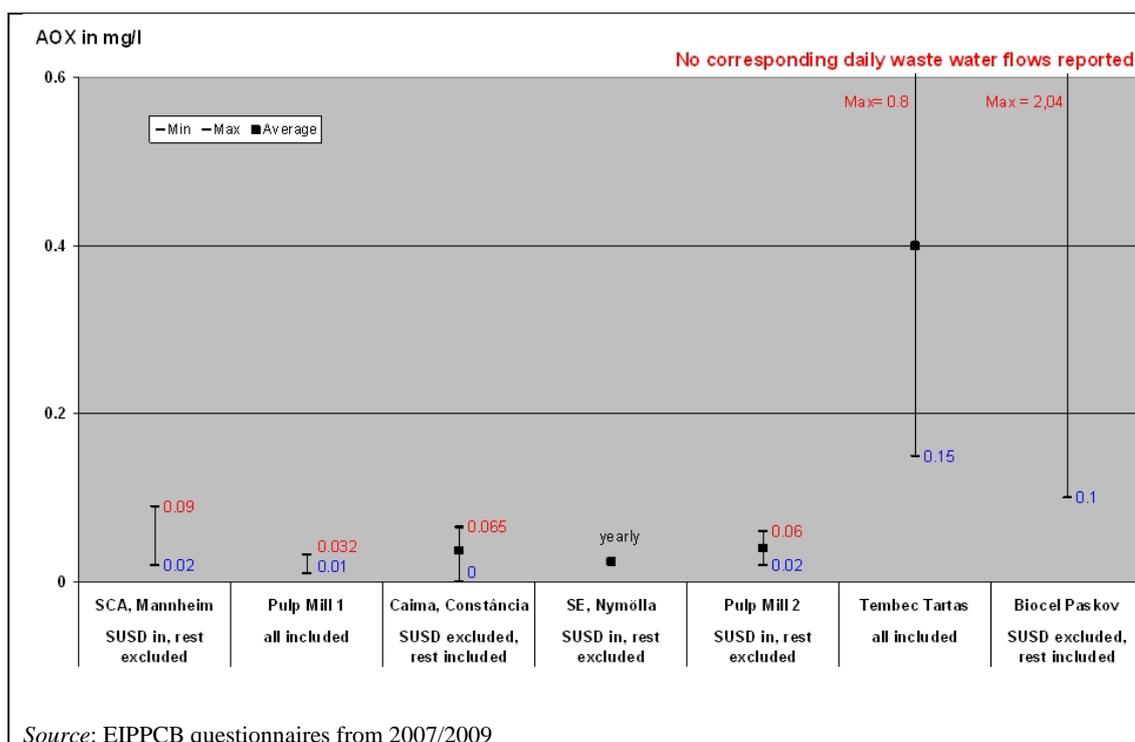


Figure 4.29: Short-term averages of AOX emissions from sulphite pulp mills

Chlorate emissions are released by two sulphite pulp mills manufacturing speciality cellulose only: Tembec Tartas (FR) and Borregaard (NO). Usage of ClO_2 to bleach pulp leads to emissions of chlorates due to oxidation of ClO_2 . Emissions could not be quantified by the mills.

Discharge of metals

Table 4.11 shows the discharge of metals from a Swedish partly integrated pulp mill to the receiving water body. The results are based on sampling (random sampling once a day) during a five-day period in September 1996. The random samples were mixed in proportion to the flows to give a combined sample which was analysed with regard to cadmium, chromium, copper, nickel, lead and zinc. The analysis of the metals was done using inductively coupled plasma-mass spectrometry (ICP-MS). These emissions are difficult to avoid as the major source for the emissions of these metals is the wood used for pulping.

Table 4.11: Discharge of metals to the receiving water body from a Swedish partly integrated sulphite pulp mill in 1996

Metal	Concentration [mg/m ³]	Specific load [g/t]
Cadmium	1.37	1
Chromium	5.5	4.4
Copper	9.3	7.4
Nickel	12	9.6
Lead	9.4	7.5
Zinc	144	115.2

NB: Water flow around 80 m³/ADt

In summer 2008, the Finnish NSSC mill SE Heinola Fluting measured metals in random samples of the discharge to the receiving water body. The analysis was done using ICP-MS. The results obtained were similar to those from the random sampling of the Swedish mill analysed 12 years earlier. According to the test results, the only metal detected in the sampling was zinc (the others were below the detection limit).

4.2.2.5 Emissions to air

The major point sources for emissions to air are the recovery boiler, the bark or biomass boiler and other steam blocks for steam production, but potential releases of emissions to air from a number of processes are also to be taken into account.

Sulphur emission levels from sulphite mills and the potential for further reductions are highly dependent on the type of mill. Due to differences between different sulphite processes, the emission levels might show higher variations than in kraft pulp mills. Figure 4.30 shows by use of an example (an acid magnesium bisulphite pulp mill for papermaking) the collection of the concentrated and less concentrated sulphur dioxide-containing and odorous gases and their treatment. The abatement of emissions from the recovery boiler and the recirculation of the recovered chemicals are included. The integration of the SO_2 cycle into the abatement system for the emission to air can be seen.

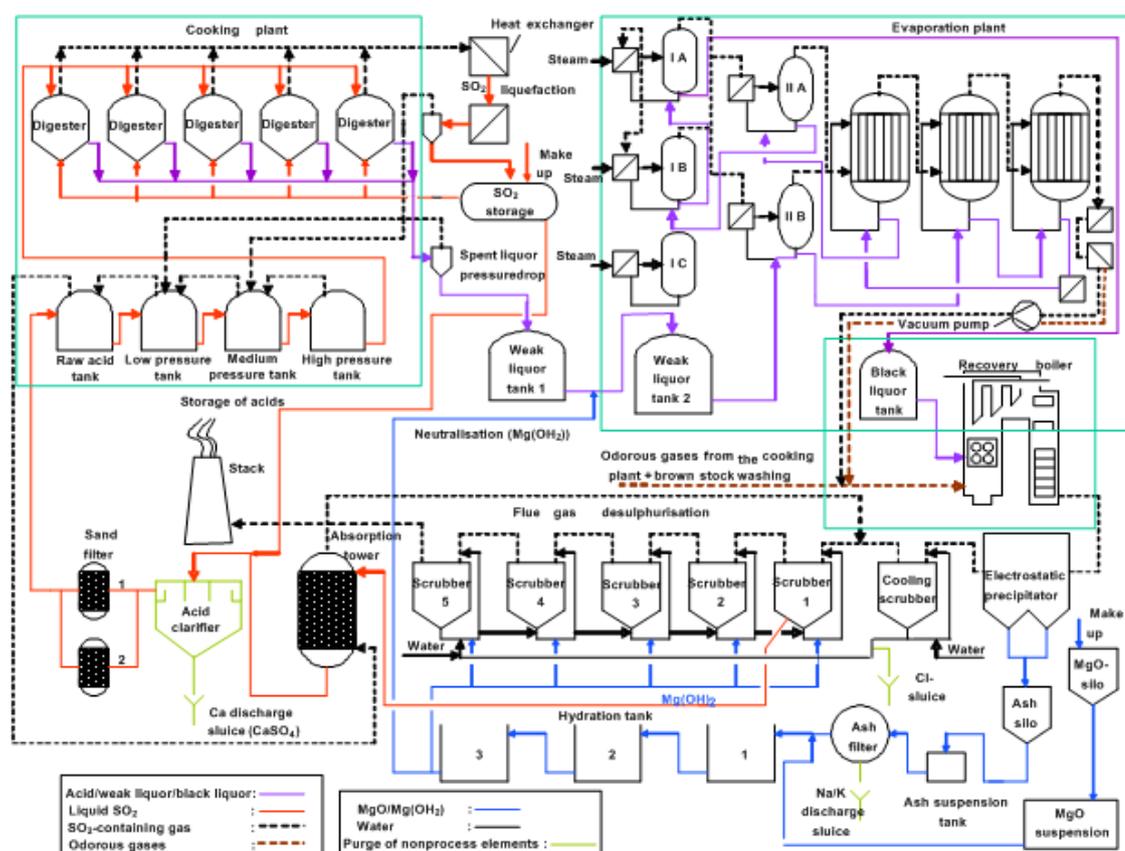


Figure 4.30: Example of the collection of sulphur dioxide-containing and odorous gases and their treatment

Figure 4.30 gives an overview of important flows of the spent liquor, the acid cooking chemical SO_2 and the corresponding base, in this case MgO . Gases are collected at different points of the process and the air abatement techniques implemented the recovery boiler are illustrated (ESP, scrubbers). The steps to regenerate the cooking liquor are also indicated.

The emissions released to the atmosphere depend to a large extent on the collection and abatement system used for treatment of gaseous emissions. The following devices and systems can be found in sulphite pulp mills for collecting and purifying emissions to air.

- Cyclone for chip blowing.

- The gases from the continuous pressure control relief of the digesters are led to combustion in the recovery boiler or to the primary recovery system where acid from secondary recovery is fortified. In the primary recovery system, the cooking acid is fortified by SO₂ from the relief gases of the digesters and also by SO₂ from the evaporation plant (for increasing total and free SO₂).
- Collecting system for aerating gases from digesters, blow tanks, knot screens, washing filters, all weak and thick liquor tanks and fibre filters. In most cases, these gases are led to combustion in the recovery boiler. In a few cases, these gases are led to wet scrubbers that use NaOH or H₂O₂ as absorption liquid (abatement of SO₂ and also of odour).
- Scrubbers for the absorption of sulphur dioxide in aerating gases from the bleach plant.
- Non-condensable gases from the evaporation are led to combustion in the recovery boiler or to the primary recovery system for acid fortification.
- Absorption of SO₂ in the flue-gases leaving the recovery boilers in the acid preparation plant (venturi scrubber system).
- Collection system for ventilation gases from the liquor and condensate tanks of the boiler house, from the weak liquor filter and the mix tank. The gases are led to combustion in the recovery boiler.
- Dust separation from flue-gases from the auxiliary boiler (burning bark, oil or other fuels) with an electrostatic precipitator (ESP) and wet scrubber.
- NO_x reduction in the bark boiler by injection of urea or ammonia (SNCR), and by recirculation of flue-gases.
- Water seals can also be applied as a method to decrease fugitive emissions from the digester.

Emissions to air from the recovery boiler

In a magnesium sulphite mill the main source of sulphur oxide emissions is the recovery boiler. Other relevant emissions are sulphur dioxide, nitrogen oxides, emissions of particulates or dust and carbon monoxide.

After the evaporation plant, the black liquor has a dry solids content of about 58 – 60 % which corresponds to a lower calorific value (LCV) of around 7 000 kJ/kg. The recovery boiler is fed with the concentrated spent liquor that leaves the evaporation plant. In most recovery boilers oil or gas is also used as additional fuel.

The dust leaving the recovery boiler, which in the case of magnesium sulphite mills is mainly magnesium oxide ash, is collected from the flue-gas in electrostatic precipitators or multicyclones and washed with water to form magnesium hydroxide. This liquid is used in venturi scrubbers or counter-current washers to absorb SO₂ and SO₃ from the flue-gas of the recovery boiler (and in a few mills also from the digesters, washers and evaporators). The absorption system is made up of a number of venturi scrubbers or washers, normally three, four, five or six. Emissions are about 0.5 – 2.7 kg SO₂/ADt per tonne of pulp.

SO₂ emissions

With regard to the SO₂ emissions from recovery boilers of sulphite pulp mills, in most mills, two different operating conditions have to be distinguished between: 'normal operating conditions' and periods of 'acid operation' (flushing and cleaning of the incrustation in the scrubbers and washers). The latter refer to an operational mode where the scrubbers are cleaned to prevent incrustations of magnesium monosulphite (MgSO₃). During the cleaning cycles of the scrubber, the emissions increase as one of the scrubbers or the final washer is not operating and must be compensated for by the residual scrubbers. Figure 4.31 shows the emissions of a mill that has installed four-stage venturi scrubbers and one final washer (sulphite stage). The emission profile for 'normal operation' in Figure 4.31 (blue line) does not include the emissions during the cleaning cycles. The yearly average SO₂ concentration in this example is 107 mg/Nm³ (at 6 % O₂). The yearly average including the weighted operating hours in the 'acid mode' is 144 mg/Nm³. The highest emissions occur during 15 days of the year when the final washer is cleaned as a preventive measure. The mill has to meet limit values for three different operation modes

expressed as a daily average as indicated in the picture (400/600/1 200 mg SO₂/Nm³ at 6 % O₂). In the example mill, this system leads to a specific load of 1.1 kg SO₂/ADt or 0.54 kg SO₂-S/ADt.

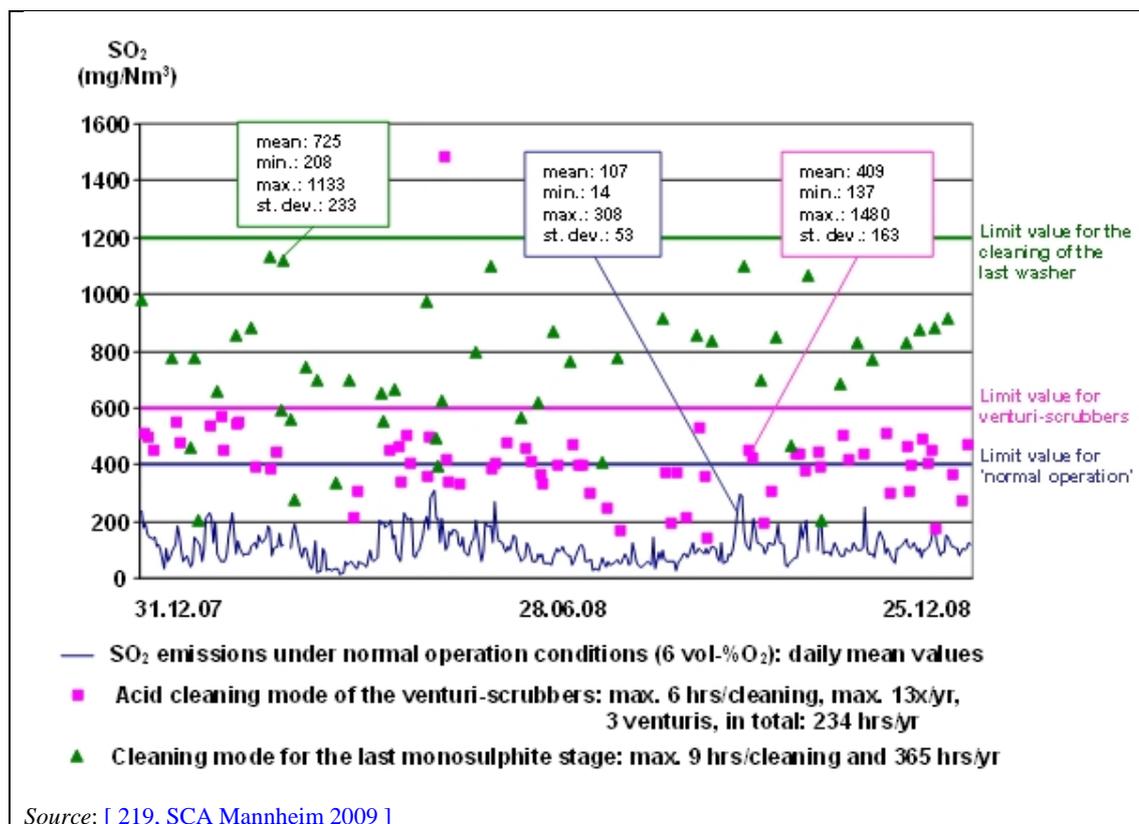


Figure 4.31: Example of SO₂ emissions from recovery boilers for 'normal operation' and 'acid operation mode'

A similar emission profile can be observed at most sulphite pulp mill recovery boilers. There are lower SO₂ emissions during 'normal operating conditions' and higher SO₂ emissions occur during the 'cleaning mode' of the different scrubbers. The emissions during the preventive cleaning of the scrubbers show certain differences between the different desulphurisation systems depending on the number, type and mode of operation of the scrubbers and/or washers. For example, some mills only have two different operating modes (and limit values) and not three as shown in Figure 4.31.

The reported SO_x emissions are shown in Figure 4.32 and Figure 4.33.

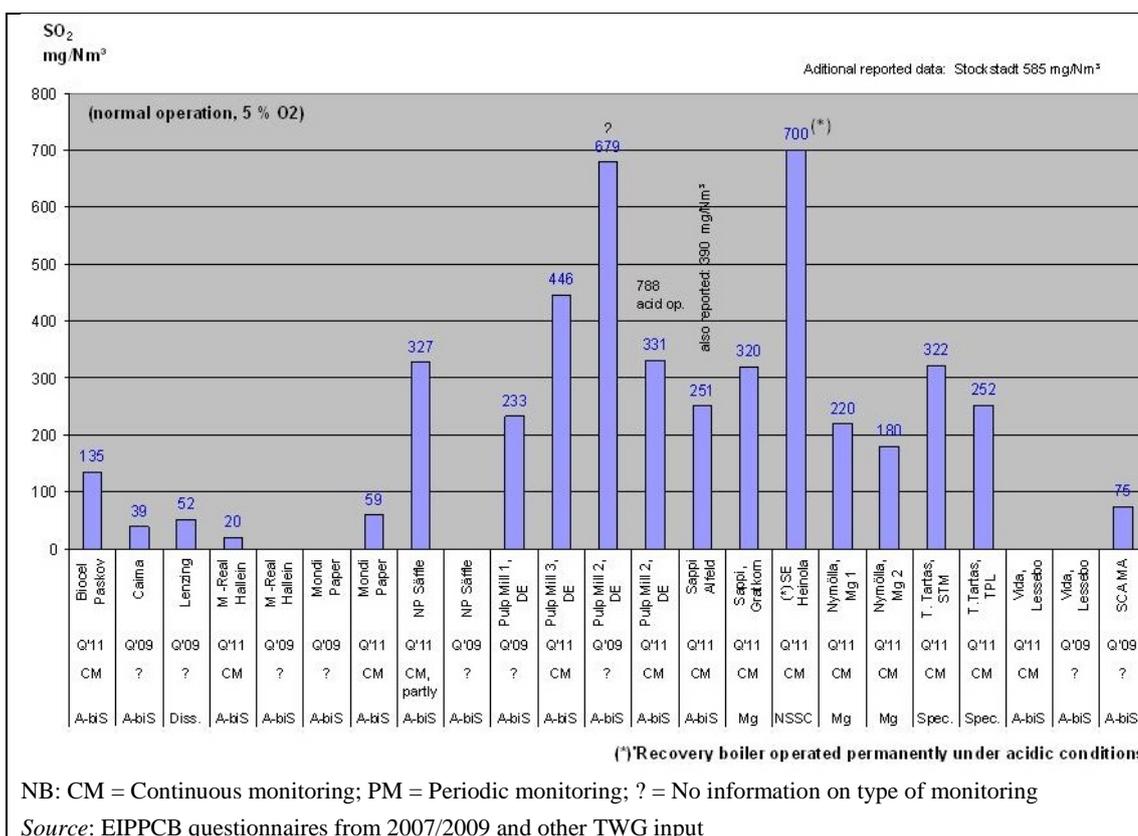


Figure 4.32: SO₂ emissions from the recovery boiler

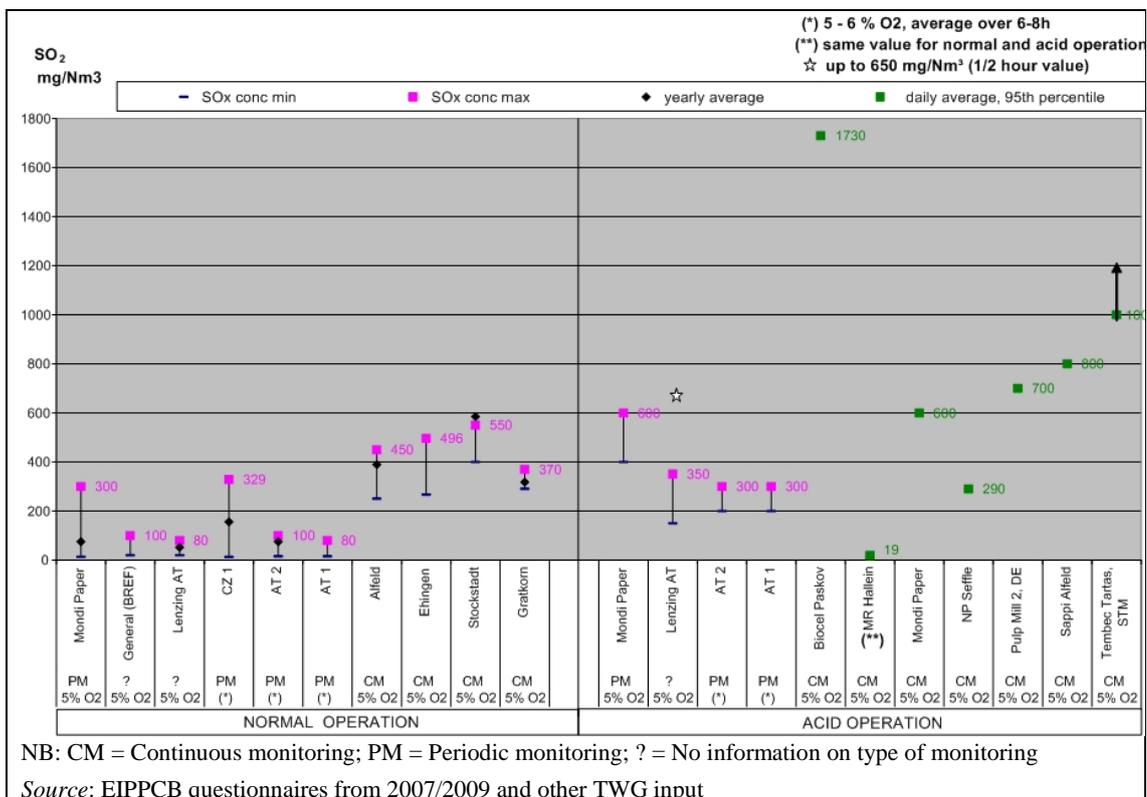


Figure 4.33: SO₂ emissions from the recovery boiler as short-term averages

Dust emissions

In sulphite pulp mills, dust emissions are between 1 mg/Nm³ and 25 mg/Nm³ as a mean value of the sampling period (e.g. a day). Dust emissions are normally measured periodically. The higher

value is observed when a higher share of hardwood (potassium-rich) is used or when the mill does not succeed in removing the aerosols in the droplet catchers after the last washing stage.

The reported dust emissions are shown in Figure 4.34.

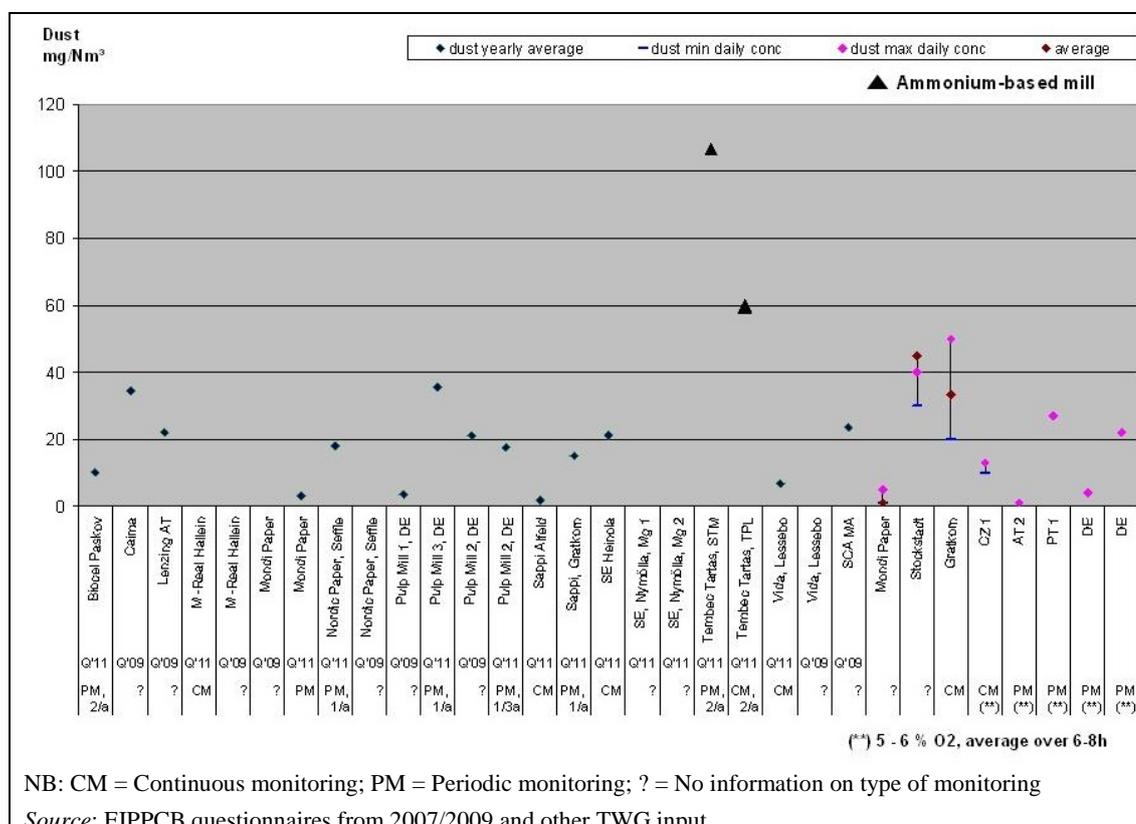


Figure 4.34: Dust emissions from the recovery boiler as yearly averages

NO_x emissions

Emissions of NO_x from sulphite pulp mill recovery boilers are generally higher than those from kraft pulp mills because of the higher temperature in the recovery boiler. NO_x emissions range normally from 175 mg/Nm³ to 400 mg/Nm³ or from about 0.9 to 2.6 kg/t of pulp. Table 4.12 summarises typical ranges for emissions to air from recovery boilers. The gas flow varies strongly between mills.

The reported NO_x emissions are shown in Figure 4.35 and Figure 4.36.

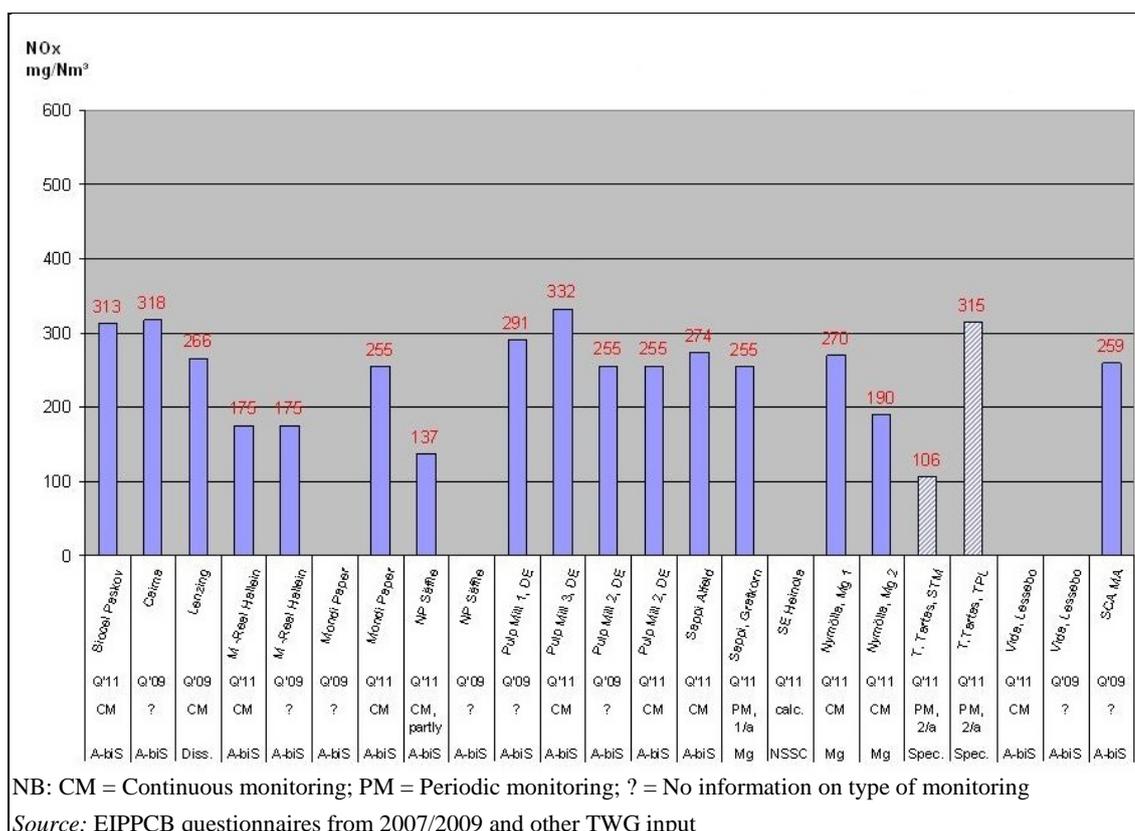


Figure 4.35: NO_x emissions from the recovery boiler as yearly averages

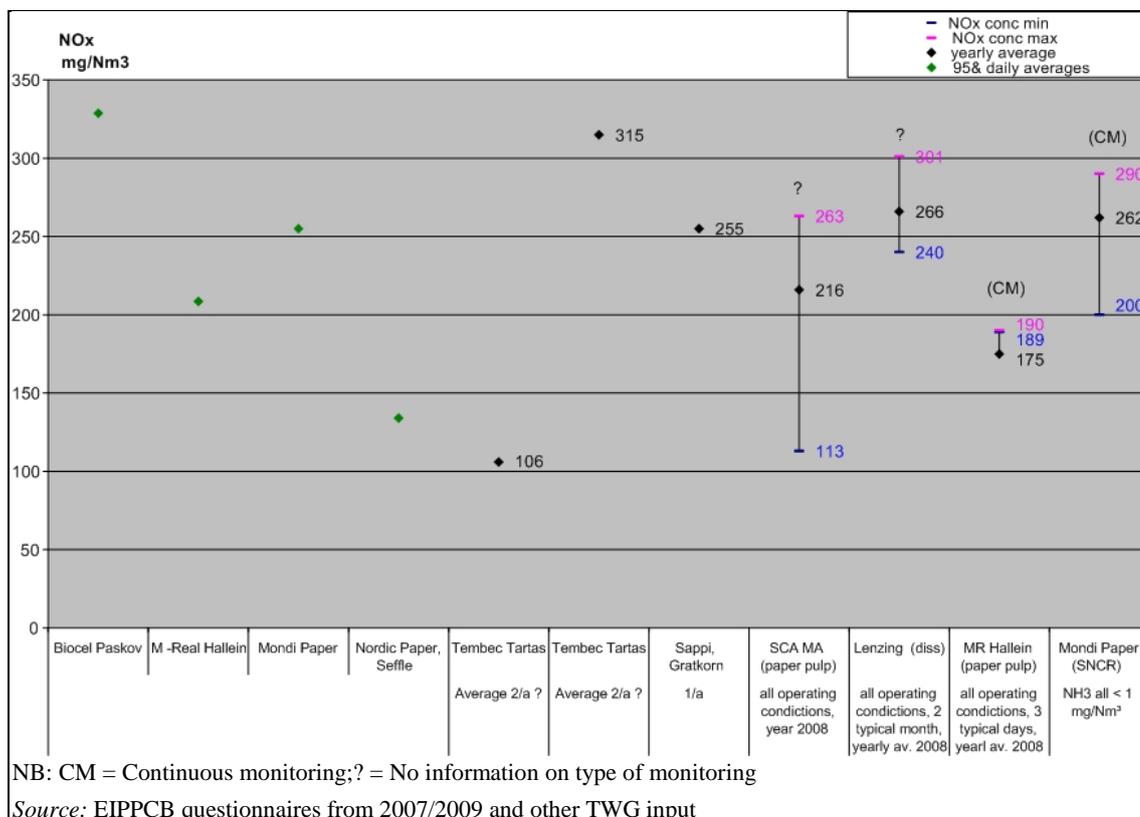


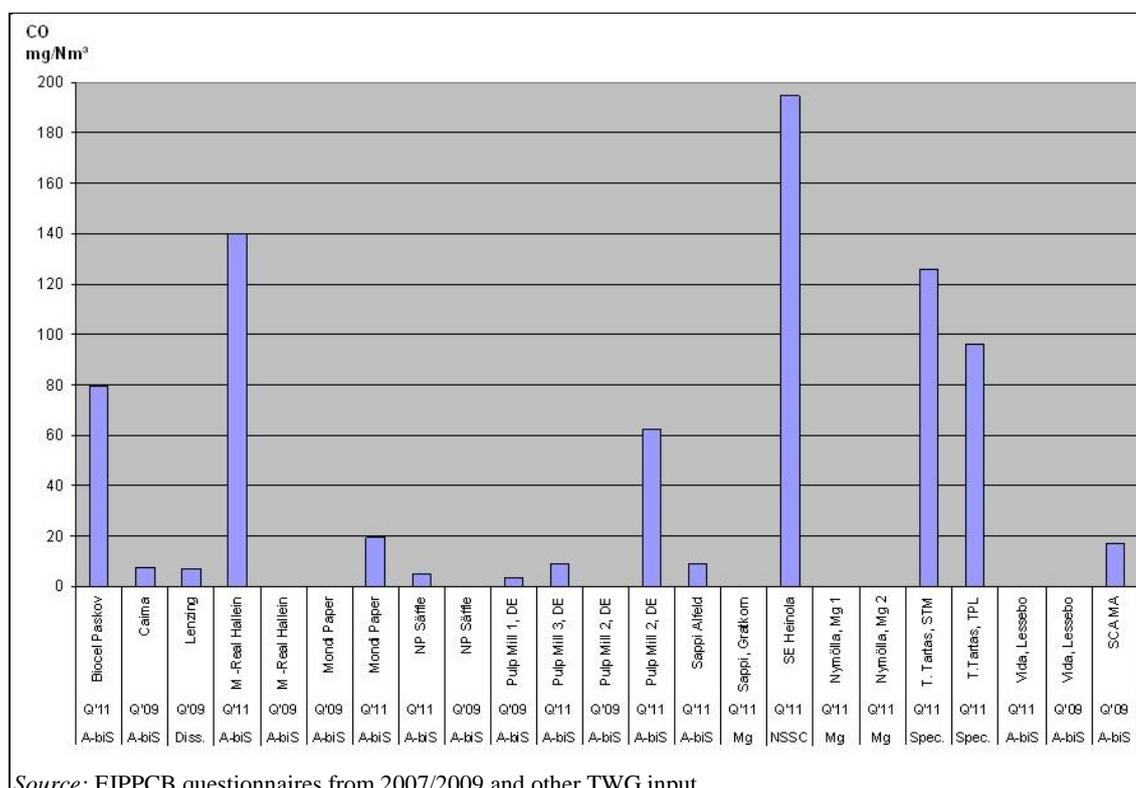
Figure 4.36: NO_x emissions from the recovery boiler as short-term averages

CO emissions

The emissions of carbon monoxide (CO) are normally caused by the organic constituents input via the concentrated spent liquor. During combustion, these are converted into CO₂ and to a minor

extent into CO. The CO emissions may result from poor combustion and improper burning conditions. Such an increase in the CO emissions rate normally coincides with a decrease in the NO_x emissions. The exhaust gas concentrations of CO and organically bound carbon are a yardstick for the burnout rate of the fuels. The CO concentrations vary between 5 mg/Nm³ and 190 mg/Nm³ as a daily mean value. The higher CO values are observed when oxygen for combustion is kept low (e.g. 1.5 % O₂) in order to reduce the NO_x emissions. Other mills operate the recovery boiler with between 3 % and 5 % oxygen content.

The reported CO emissions are shown in Figure 4.37 and Figure 4.38.



Source: EIPPCB questionnaires from 2007/2009 and other TWG input

Figure 4.37: CO emissions from the recovery boiler as yearly averages

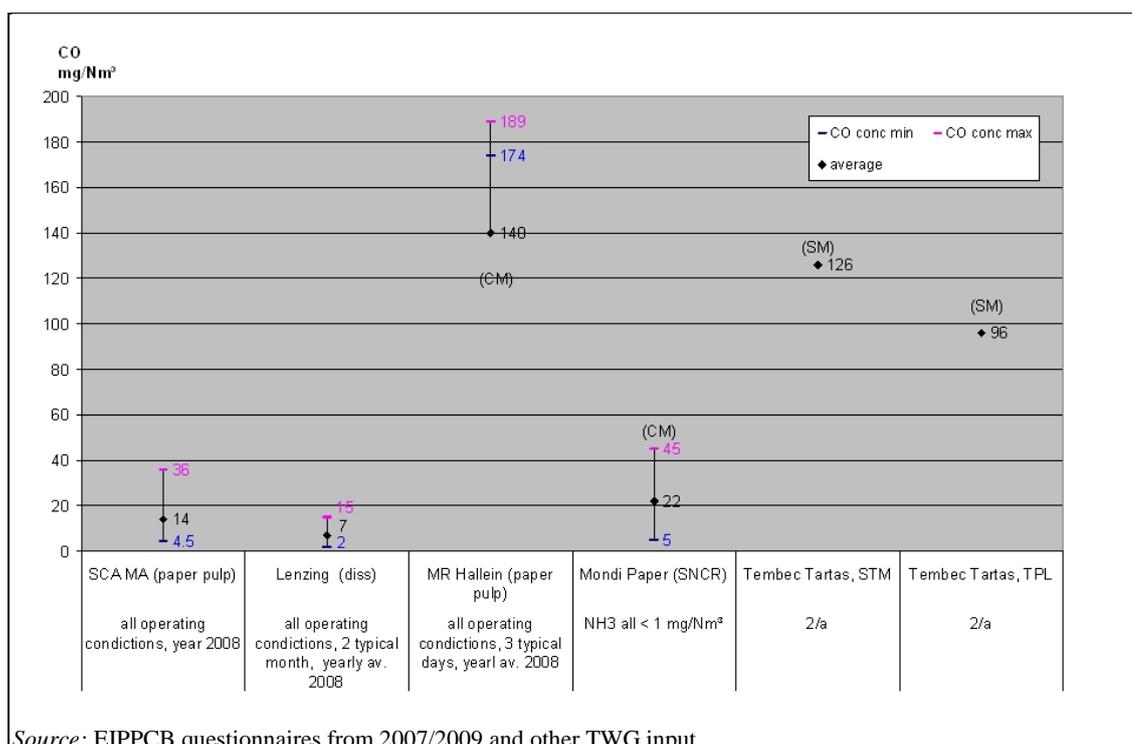


Figure 4.38: CO emissions from the recovery boiler as short-term averages

Table 4.12: Emissions from example sulphite pulp recovery boilers

Sulphur dioxide (as SO ₂)	Yearly average	Daily average (min.-max. range) incl. explanatory remarks*
Four-stage venturi scrubber and washer	144 mg SO ₂ /Nm ³ 1.1 kg SO ₂ /ADt	30 – 200 mg SO ₂ /Nm ³ (normal operation); 200 – 550 mg SO ₂ /Nm ³ (cleaning of the venturi scrubber); 500 – 1 000 SO ₂ /Nm ³ (cleaning of last washer); see Figure 4.31; (6 % O ₂)
Electrostatic precipitator and three-stage counter-current washer	No information provided 0.62 kg SO ₂ /ADt	20 – 80 mg SO ₂ /Nm ³ (normal operation); during the cleaning of the scrubber values increase to 250 – 300 mg SO ₂ /Nm ³ ; some half-hour values reach 1 200 mg SO ₂ /Nm ³ (cleaning of the last washer); (5 % O ₂)
Electrostatic precipitator and three venturi washers	156 mg/Nm ³ 1.12 kg SO ₂ /ADt	Acid washing of venturi washers (8 hrs/month) are not included in the data (2.5 % O ₂)
Nitrogen oxides (as NO₂)	Yearly average	Daily average (min.-max. range)
Control of the combustion: CO, O ₂ and NO _x	175 – 400 mg NO _x /Nm ³ 0.9 – 2.6 kg NO _x /ADt	170 – 500 mg NO _x /Nm ³
Particulates	Yearly average	Daily average (min.-max. range)
Desulphurisation plant; no specific abatement technique	Periodically measured	1 – 25 mg dust/Nm ³ ; in single cases up to 150 mg dust/Nm ³
Carbon monoxide	Yearly average	Daily average (min.-max. range)
Depends on the combustion conditions and set targets	4 – 150 mg CO/Nm ³	5 – 190 mg CO/Nm ³
NB: Data refer to normal operating conditions: temperature: 273.15 K, pressure: 101.3 kPa, dry gas. Where the O ₂ content is not indicated, data refer to 2.5 – 6 % O ₂ ; data source: filled-in questionnaires.		

A NSSC mill that operates a rather small recovery boiler (35 MW_{th}) reported emissions as indicated in Table 4.13. The high variations of the emissions stand out. They seem to occur because any abnormal situation in the production, chemical recovery and boiler operations can be observed in the emissions profile of the small boiler which has very little buffer capacity to compensate. Emissions in shutdowns and start-up periods are higher than in normal operations.

The higher values in Table 4.13 are exceptional and normally there is usually one high value only once in a while. But higher emission levels from recovery boilers are normal for NSSC mills with chemical recovery and the type of boiler used.

For CO emissions, high values normally occur in shutdowns and start-ups. Particulates are more difficult to control because sodium-based salt may produce scaling in the segments of the electrostatic precipitator.

Table 4.13: Emissions to air and variations from a small recovery boiler of a NSSC mill

Sulphur dioxide (as SO₂)	Yearly average	Daily average (min.-max. range)
After electrostatic precipitator and single-stage scrubber, 6 % O ₂	700 – 1 000 mg/Nm ³ 0.7 – 0.9 kg/ADt	300 – 3 000 mg/Nm ³
Nitrogen oxides (as NO₂)	Yearly average	Daily average (min.-max. range)
No reduction techniques, only control of burning conditions, 6 % O ₂	Not applied 0.3 – 0.4 kg/ADt	100 – 300 mg/Nm ³
Particulates	Yearly average	Daily average (min.-max. range)
Three segment electrostatic precipitator, 3 % O ₂	30 – 90 mg/Nm ³ 0.1 – 0.2 kg/ADt	20 – 150 mg/Nm ³
Carbon monoxide	Yearly average	Daily average (min.-max. range)
No reduction techniques, only control of burning conditions, 6 % O ₂	200 – 600 mg/Nm ³ 0.3 – 1.0 kg/ADt	100 – 5 000 mg/Nm ³
NB: Data were measured at one NSSC mill between 2004 and 2009 and refer to normal operating conditions.		

Fugitive SO₂ emissions from the process

SO₂ emissions from a sulphite pulp mill basically come from three sources: recovery boilers (see paragraphs above), bark boilers (see next paragraph below) and various processes. Fugitive, less concentrated process-related emissions of SO₂ occur in the acid cooking liquor production, digesters, the brown stock washing and the evaporation plant. Some mills measure these fugitive emissions periodically and approximate the released load by multiplying these values with measured flows or emission factors.

For example, one NSSC mill reported that their fugitive gases are measured once a year. On the basis of the results of these measurements, the mill calculates the approximate fugitive emissions. Other sources of fugitive emissions are calculated continuously on the basis of the results of measurements and some factors which are plotted by means of a reporting system. Only two sources of fugitive emissions (out of around 40 in this case) are measured three times a week and the load is then calculated.

Many sulphite pulp mills (e.g. all mills in Austria and Germany) have installed a system for the collection of the vent gases from nearly all processes that may release diffuse SO₂. The vast majority of these diffuse gases are captured by the weak gas collection system and used as combustion air in the recovery boiler. Well designed, maintained and operated gas collection systems should allow the recovery of almost all fugitive SO₂ emissions of the mill so that no significant diffuse SO₂ emissions are released to the environment.

Many sulphite mills are handling liquid sulphur dioxide. If they store and handle more than 200 tonnes of SO₂, the extended safety obligations of the Seveso II Directive apply because the use of liquid SO₂ constitutes a possible risk for health and the environment in case of accidents.

Emissions from bark and auxiliary boilers for steam and power generation

Besides the recovery boiler, there are emissions to air from other combustion processes for steam and power generation: NO_x, SO₂, CO and dust are released. Different types of fuels and boilers may be used for steam generation. Usually sulphite mills operate a bark boiler where bark, rejects, knots, fibre and biosludge are incinerated as well (see Section 2.6).

Emission of odorous gases

Emissions of odorous gases in sulphite pulping are normally limited compared to kraft pulping. However, emissions of furfural mercaptan and H₂S might cause odour and emissions of gaseous sulphur may also cause annoyances. At many mills, emissions of odorous gases are collected and burnt in the recovery boiler (all German and Austrian mills). Another option is treatment in wet scrubbers.

VOC emissions

Emissions of VOC from the process are about 0.2 kg/t of sulphite pulp. The chip heaps also contribute to emissions of VOC.

One mill uses the extracted evaporation condensates for the preparation of the cooking liquor which may lead to the emission of volatile organic compounds (organic acids) from the stack. If hardwood undergoes intensive cooking (viscose pulp) most of the hemicellulose is hydrolysed which results in high concentrations of acetic acid, furfural and xylose in the spent liquor. In the evaporation plant these volatile substances end up in the condensate. From there, they can be extracted and sold as products. The purified condensate which contains the rest of the acetic acid and furfural can be used in the scrubbers and in the MgO ash washing. Part of the volatile substances may be emitted with the flue-gas, although no measurements are available.

4.2.2.6 Solid waste generation

The production of sulphite pulp is related to the generation of different types of manufacturing-specific wastes/residues, most of which can be utilised. The wastes/residues arise from different stages of the production process such as debarking, chipping, screening, clarification of the cooking liquor (the sludge from the acid preparation serves as a calcium drain), cleaning of process equipment in the digester area (if calcium is used as a base), maintenance and sludge from treatment of raw and waste water. Table 4.14 shows data from a German sulphite pulp mill reporting the main fractions of waste including some options for further treatment. The latter usually depend strongly on local conditions.

Table 4.14: Example of waste generated in the production of sulphite pulp

EWC Code ⁽¹⁾	Description	Originate	Amount ⁽²⁾	Possible disposal route
17 04 05	Scrap (steel tapes, part of equipment, etc.)	Packaging of logs, maintenance of installations	2.8 kg/t	Utilisation as material
03 03 01	Bark	Debarking plant	90 kg/t	Utilisation as fuel, biomass boiler
-	Sawdust	Wood handling	30 – 50 kg/t	Production of chip boards
-	Rejects from coarse screening	Screening	23 kg/t	Utilisation as fuel, biomass boiler
-	Rejects from fine screening (chips, knots, bark, fibres, sand)	Screening (0.51 % losses)	8 kg/t	Utilisation as fuel, in brickwork, biomass boiler
03 03 06	Sludge from pulp and paper production	Mechanical and biological treatment of process water, recovery of chemicals (sludge of SO ₂ clarifier)	60 – 80 kg/t	Combustion on site, recultivation of landfills, brickwork
20 03 01	Mixed municipal waste	Operation of installations	0.4 kg/t	Sorting, utilisation as material or fuel
13 02 02	Oil waste	Maintenance	0.03 kg/t	Utilisation as material or fuel
NB:				
⁽¹⁾ The EWC is a harmonised, non-exhaustive list of wastes that will be periodically reviewed and if necessary revised in accordance with the Committee procedure. However, the inclusion of a material in the EWC does not mean that the given material is a waste in all circumstances. The entry is only relevant when the definition of waste has been satisfied [IPTS, 1997].				
⁽²⁾ The reference (German mill, reference year: 1996) did not qualify the dry solids content. It seems that the figure above includes more than 50 % water. Normally, a value between 20 – 25 kg/ADt dry solids for primary and secondary sludge seems reasonable, when activated sludge is applied.				

Aside from the information given in the table, the following types of waste/residue have to be considered: ash and cinder from energy extraction (combined burning of biofuel and fossil fuel);

wood room waste (sand, etc.); ash and cinder from the recovery boilers; sand from the fluidised bed boiler (if operated); gypsum from the calcium sulphite process; and, in case of integrated pulp mills, residues from the paper mill. Wood waste such as bark, chips, sawdust, knots, etc. is often burnt on site. Ashes from the recovery boiler and bark boilers are partly used for other purposes. Furthermore, sludge from clarification of the cooking liquors and base tanks is generated.

A German sulphite mill using surface water reported significant quantities of sludge from raw water treatment (flocculation), amounting to 50 kg/ADt.

The amount of waste sent from sulphite pulping to landfill in Europe ranges from about 2.5 kg to 50 kg. Organic waste consists of wood residues, bark, pulping rejects, fibre sludge and waste water sludge. If the organic waste is incinerated in dedicated incinerators, there is virtually no organic waste to be landfilled. According to the European Landfill Directive [[265, Directive 1999/31/EC 1999](#)], the time taken for the deposit of non-inert waste such as waste water treatment sludge or waste with a high amount of organic matter is limited. The Directive sets targets and limits on the amount of biodegradable waste that is allowed to be disposed of in landfills, so sulphite mills have to look for strategies to avoid landfilling their organic waste without pretreatment. In an integrated sulphite pulp mill that incinerates all organic residues on site (bark, wood waste, fibre sludge, sludge from biological treatment), the amount of waste reported is 1.3 kg dry solids (DS)/ADt (100% DS) from pulp production and 0.9 kg DS/ADt from papermaking. The ash from the incineration process can be utilised in different ways, e.g. in the cement industry.

4.2.2.7 Noise

Noise emissions occur throughout the pulp manufacturing process from the transport of the logs or sawmill residues to the wood yard, to the debarking drums and chippers, to many other noise-generating processes.

The wood yard noise emissions are measured at different positions close to the wood yard. The noise sources are mainly:

- transporting and handling of logs (e.g. wood conveyor, feed table for food handling),
- unloading of bulk chemicals and fuels,
- debarking devices,
- cutter to transform wood into chips,
- high-speed fans on the roof (reduced by silencers which are installed around the fans),
- vacuum pumps,
- grinding devices,
- safety valves,
- chimney outlets,
- blowers,
- motors,
- logistics operations.

Sulphite pulp mills are often required to meet reduction standards in compliance with national legislation, and noise surveys are conducted and evaluated. Natural noise barriers, such as office buildings, walls, trees or bushes, are also used in pulp mills to reduce noise emissions. Where residential areas are located close to a plant, investments in process changes or an increase in capacity are connected with a necessity to reduce noise emissions.

4.3 BEI DER FESTLEGUNG DER BVT ZU BERÜCKSICHTIGENDE TECHNIKEN

In diesem Abschnitt werden Techniken (oder Kombinationen von Techniken) und die damit verbundene Überwachung beschrieben, bei denen davon auszugehen ist, dass sie das Potential besitzen, ein hohes Maß an Umweltschutz bei den Aktivitäten im Rahmens dieses Dokuments zu erreichen. Die beschriebenen Techniken beinhalten sowohl die angewandte Technologie als auch die Art und Weise, wie die Anlagen geplant, gebaut, gewartet, betrieben und stillgelegt werden.

Der Abschnitt behandelt Umweltmanagementsysteme, prozessintegrierte Techniken und End-of-pipe-Maßnahmen. Die Abfallvermeidung und Abfallwirtschaft, einschließlich Abfallminimierungs- und Recyclingverfahren, werden ebenso berücksichtigt wie Techniken, die den Verbrauch von Rohstoffen, Wasser und Energie durch die Optimierung der Verwendung und Wiederverwendung verringern. Die beschriebenen Techniken umfassen außerdem Maßnahmen, die eingesetzt werden, um die Umweltfolgen von Unfällen und Zwischenfällen zu verhindern oder zu begrenzen, sowie Maßnahmen zur Altlastensanierung. Des Weiteren beinhalten sie auch Maßnahmen zur Vermeidung oder Verringerung von Emissionen unter von den normalen Betriebsbedingungen abweichenden Bedingungen (wie z. B. Anfahr- und Abfahrvorgänge, Leckagen, Fehlfunktionen, zeitweilige Betriebsunterbrechungen und das endgültige Einstellen des Betriebs).

Anhang III der Richtlinie führt eine Reihe von Kriterien zur Festlegung von BVT auf und die Informationen in diesem Kapitel berücksichtigen diese Punkte. Sofern möglich, wird die Standardstruktur in Tabelle 4.15 verwendet, um die Informationen zu jeder Technik zu umreißen, so dass ein Vergleich der Techniken und eine Bewertung auf der Grundlage der BVT-Definition in der Industrieemissionsrichtlinie möglich ist.

Dieser Abschnitt stellt nicht unbedingt eine erschöpfende Auflistung von Techniken, die in dem Sektor angewendet werden könnten, zur Verfügung. Es können weitere Techniken vorhanden sein oder entwickelt werden, die bei der Festlegung von BVT für eine einzelne Anlage berücksichtigt werden könnten.

Tabelle 4.15: Informationen für jede in diesem Kapitel beschriebene Technik

Überschriften in den Abschnitten
Beschreibung
Technische Beschreibung
Erreichter Umweltnutzen
Umweltleistung und Betriebsdaten
Medienübergreifende Auswirkungen
Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen
Angaben zur Wirtschaftlichkeit
Wichtiger Grund für die Einführung
Anlagenbeispiele
Referenzliteratur

Einige Techniken zur Vermeidung und Verringerung von Emissionen aus Sulfatzellstofffabriken ähneln den Maßnahmen, die auch in Sulfitzellstofffabriken angewendet werden können. Um Wiederholungen zu vermeiden, kann daher die Darstellung der zur Festlegung der BVT zu berücksichtigenden Techniken für Sulfitzellstofffabriken in vier verschiedene Gruppen von Techniken unterteilt werden.

Gruppe 1: Aufgrund der Ähnlichkeiten zwischen dem Sulfitzellstoffprozess und dem Sulfatzellstoffprozess gelten eine Reihe von Maßnahmen für die Herstellung von Sulfatzellstoff auch in

fast jeder Hinsicht für die Herstellung von Sulfitzellstoff. Es wird davon ausgegangen, dass dies bei den nachstehend aufgeführten Techniken der Fall ist und es wird auf die entsprechenden Abschnitte in Kapitel 3 zur Herstellung von Sulfatzellstoff (bzw. die Abschnitte in Kapitel 2, in denen für alle Fabriken geltende Techniken erörtert werden) verwiesen:

- Trockenentrindung (siehe Abschnitt 2.9.2.2).
- Sortieren im geschlossenen Kreislauf, d. h. das Wassersystem in der Sortieranlage für ungewaschenen Zellstoff ist völlig geschlossen (siehe Abschnitt 3.3.4).
- Sammlung von Leckagen, d. h. Sammlung umgeleiteter oder ausgelaufener Flüssigkeiten mit größtmöglichem Feststoffgehalt und Rückführung der gesammelten Dick- oder Schwachlauge und der gesammelten Fasern in den Prozess an geeigneten Punkten. Wenn die Leckagen nicht vollständig wiederverwendet werden können, sollte verhindert werden, dass Spitzenfrachten konzentrierter Ströme in die Abwasserbehandlung gelangen (siehe Abschnitt 3.3.9).
- Wirksames Waschen. Wirksame Waschsysteme erzielen eine Verschleppung, die oft als „Waschverluste“ bezeichnet wird, von ungefähr 5 – 10 kg CSB/Tonne lutro (siehe Abschnitt 3.3.10).
- Anwendung einer Technologie mit niedrigen NO_x-Emissionen in Hilfskesseln (Rinde, Kohle, Öl) (siehe Abschnitt 2.9.7.2.1) und SNCR in Rindenkesseln (siehe Abschnitt 2.9.7.2.2).
- Elektrofilter oder Schlauchfilter zur Staubminderung in Rindenkesseln (siehe Abschnitt 2.9.7.1).
- Verwendung von ausreichend großen Puffertanks zur Lagerung von konzentrierten oder heißen Prozessflüssigkeiten, um den Zustrom kurzzeitiger Spitzenvolumenströme in die biologische Abwasserbehandlungsanlage und somit pH-Stöße und wahrscheinlich Störungen des Behandlungssystems durch unbeabsichtigte Einleitungen zu vermeiden. Die zur Verfügung stehende Lagerkapazität (Volumen) zum Auffangen dieser Leckagen von Dünn- und Dickklaugen aus der Herstellung von Sulfitzellstoff, besonders in den Anfahr- und Abfahrphasen oder bei Betriebsstörungen, ist entscheidend. Zum Zurückhalten von Spitzenvolumenströmen, die durch Betriebsstörungen verursacht werden und mehrere Stunden andauern, wird zusätzliches Volumen benötigt (größer als das normale Betriebsvolumen) (siehe Abschnitt 3.3.12).
- Dritte Reinigungsstufe, wie die chemische Fällung nach der biologischen Behandlung zur Verringerung des Phosphorgehalts und/oder des Gehalts an abfiltrierbaren Stoffen (siehe Abschnitt 3.3.14).

Gruppe 2: In Bezug auf die folgenden Techniken gibt es bestimmte Unterschiede zwischen der Sulfat- und der Sulfittechnologie:

- Erweiterte modifizierte Kochung auf niedrige Kappa-Zahl (diskontinuierlich oder kontinuierlich) (siehe Abschnitt 3.3.3);
 - Sauerstoffdelignifizierung (siehe Abschnitt 3.3.5);
 - TCF-Bleiche (siehe Abschnitt 3.3.7);
 - ECF-Bleiche (siehe Abschnitt 3.3.6);
 - Teilkreislaufschließung in der Bleichanlage in Kombination mit erhöhter Eindampfung (siehe Abschnitt 3.3.8);
 - Bleiche im geschlossenen Kreislauf bei Sulfitzellstofffabriken auf Natriumbasis;
 - Vorbehandlung des Abwassers aus den Sauerstoffstufen in einer Ultrafiltrationsanlage;
 - Verwendung eines emissionsoptimierten Ablaugekessels durch Regelung der Feuerungsbedingungen;
 - Aerobe biologische Abwasserbehandlung (siehe Abschnitt 3.3.13);
 - Einsatz von Elektrofiltern und mehrstufigen Wäschern beim Ablaugekessel (siehe Abschnitt 3.3.17.2);
 - Erfassung bodennaher Geruchsgase und diffuser Prozess-SO₂-Gase und Verbrennung im Ablaugekessel oder Wäsche in Wäschern (siehe Abschnitt 3.3.16.1);
 - SNCR (Eindüsung von Ammoniak) im Ablaugekessel;
 - Maßnahmen zur Vermeidung von unkontrollierten Betriebsbedingungen und zur Verminderung der Folgen von Unfällen.
- Hinsichtlich dieser Techniken bestehen wesentliche Unterschiede zwischen Sulfatzellstoff- und Sulfitzellstofffabriken, obwohl die Grundsätze der Techniken sehr ähnlich sind. Die Unterschiede

betreffen hauptsächlich detaillierte technische Lösungen, erreichbare Kappa-Zahlen, die den Restligningehalt widerspiegeln, Bleichsequenzen, die Bleichfähigkeit und den Weißgrad des Zellstoffs, flüchtige organische Verbindungen in verunreinigten Kondensaten etc. Die Techniken aus Gruppe 2 werden in diesem Abschnitt erörtert.

Gruppe 3: Einige Techniken der Sulfatzellstoffherstellung gelten überhaupt nicht für Sulfitzellstofffabriken. Dies umfasst zum Beispiel:

- Erhöhung des Trockensubstanzgehalts von Schwarzlauge (3.3.17.1);
- Stripping der am stärksten verunreinigten Kondensate und Wiederverwendung der meisten Kondensate im Prozess (siehe Abschnitt 3.3.11);
- Erfassung und Verbrennung von Geruchsgasen im Kalkofen (siehe Abschnitt 3.3.16.2);
- Installation einer verbesserten Kalkschlammwäsche bei der Kaustifizierung (siehe Abschnitt 3.3.20.2);
- Elektrofilter zur Staubminderung im Kalkofen (siehe Abschnitt 3.3.22);
- Verbrennung von Geruchsgasen in einer separaten Brennanlage mit Wäscher (siehe Abschnitt 3.3.16.3);

Gruppe 4: Schließlich sind noch einige zusätzliche Techniken zu nennen, die nur in Sulfitzellstofffabriken gelten und für Sulfatzellstofffabriken überhaupt nicht gültig sind. Diese werden in diesem Abschnitt ebenfalls erörtert und umfassen Folgendes:

- Neutralisierung des pH-Werts der Schwachlauge vor/in der Eindampfanlage;
- Anaerobe Kondensatvorbehandlung;
- Verringerung von Staub- und SO₂-Emissionen vom Ablaugekessel durch den Einbau von Multizyklonen/Elektrofiltern und mehrstufigen Wäschern.

In den Abschnitten 4.3.2 bis 4.3.25 werden die Techniken der Gruppen 2 und 4 beschrieben und erörtert. Außerdem gibt es Techniken, die für die meisten Zellstoff- und Papierfabriken gleichermaßen gelten. In Bezug auf diese gemeinsamen Techniken wird auf Abschnitt 2.9. verwiesen.

4.3.1 Trockenentrindung

Siehe Abschnitt 2.9.2.2.

4.3.2 Erweiterte modifizierte Kochung vor der Bleiche

Beschreibung

Der Umfang, in dem in der Kochstufe Lignin aus dem Holz extrahiert wird, legt fest wieviel Lignin in den folgenden Bleichstufen entfernt werden muss. Längere Kochzeiten unter optimierten Bedingungen ermöglichen die Extraktionen der maximalen Ligninmenge vor der Bleiche: niedrigere Kappazahlen bedeuten einen geringeren Restligningehalt, der während der Bleiche entfernt werden muss. Die Koch-Kappa-Zahl ist auch einer der Parameter, die die Bedingungen für die Endzellstoffqualität bestimmen, die für den spezifischen Verwendungszweck des Papiers erforderlich ist. Der Restligningehalt (Kappa-Zahl) hängt von einer Reihe von Faktoren ab, die ausbalanciert werden müssen.

Erreichter Umweltnutzen

Die Kappa-Zahl nach der Kochung bestimmt die Ableitung organischer Stoffe in die Abwasserbehandlungsanlage. Bei niedrigeren Kappa-Zahlen wird in der Bleichanlage weniger Restlignin

entfernt und somit muss eine geringere organische Fracht in der Abwasserbehandlungsanlage behandelt werden. Dies führt in der Folge zu niedrigeren Emissionen in Gewässer.

Umwelleistung und Betriebsdaten

Bei der sauren Sulfitkochung liegen die Kappa-Zahlen für Weichholz gewöhnlich zwischen 14 und 22 und für Hartholz zwischen 10 und 20. Im Vergleich dazu werden mit dem sauren Sulfitprozess in der integrierten Produktion, wo der Zellstoff nie getrocknet wird, normalerweise Kappa-Zahlen von 14 bis 16 erreicht (z. B. Hallein und Neusiedler, AT; Alfeld, Stockstadt und Ehingen, DE). Zwei integrierte Sulfitzellstoff- und Papierfabriken, die das saure Magnesiumbisulfitverfahren anwenden (circa 50 % Buche und 50 % Fichte), kochen den Zellstoff beispielsweise bis auf eine Kappa-Zahl von 14 – 15. Nach der zweistufigen Peroxidbleiche verfügt der Zellstoff über einen ISO-Weißgrad von 86 – 88 % und wird zur Herstellung von Druckpapier verwendet. Andererseits kocht eine Fabrik, die Marktzellstoff aus Hartholz herstellt (Caima, PT), bei einer Kappa-Zahl von 20 – 22, um die erforderlichen Festigkeitseigenschaften zu erzielen und die Festigkeitsverluste durch das Trocknen des Zellstoffs auszugleichen.

Beim Magnefitverfahren (siehe Abschnitt 4.1.1.2) kann die Delignifizierung von Weichholz (Fichte) bis auf eine Kappa-Zahl von 21 – 23 gebracht werden, um akzeptable Festigkeitseigenschaften des Zellstoffs beizubehalten.

Hydrolytische Angriffe der Cellulosemoleküle, die insbesondere und am intensivsten während des Endes der Kochung auftreten, begrenzen die Möglichkeiten für eine starke Senkung der Kappa-Zahl. Durch Optimierung des Prozesses könnte jedoch eine leichte Senkung möglich sein.

Die Kappa-Zahl kann durch eine Sauerstoffstufe vor der Bleiche weiter verringert werden (siehe Abschnitt 4.3.3).

Einige Fabriken in Europa kochen aufgrund besonderer Anforderungen an die Produktqualität oder weil sie Marktsulfitzellstoff herstellen auf höhere Kappa-Zahlen. Diese Fabriken müssen unter Umständen weitere Maßnahmen ergreifen, um die in den folgenden Bleichstufen erzeugten höheren organischen Frachten zu kompensieren.

Die Kochung wird ferner verlängert, um Chemiezellstoff herzustellen, dies geht jedoch auf Kosten der Ausbeute. Das Gleiche gilt für die Herstellung von Spezialzellstoff für chemische Anwendungen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die erweiterte Kochung auf niedrige Kappa-Zahlen kann sich nachteilig auf die Festigkeit und den Weißgrad auswirken. Dies kann jedoch größtenteils durch die Optimierung und Feinabstimmung der Prozesse vermieden werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die erweiterte Kochung auf niedrigere Kappa-Zahlen kann bei neuen und bei bestehenden Fabriken angewendet werden, mit Ausnahme von Fabriken, in denen Sulfitzellstoff auf Kalziumbasis hergestellt wird, da dies hier zu vermehrter Belagbildung führen würde. Wenn die Kapazität der Kocher einen Engpass in der Fabrik darstellt, ist die erweiterte Kochung keine Option. In diesem Fall können kürzere Kochsequenzen angewendet werden, die zu höheren Kappa-Zahlen führen.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Lignin, das während der Kochung extrahiert wird, ermöglicht die Einleitung gelösten Lignins in die Eindampfanlage und dann in den Energierückgewinnungskessel. Das Oxidieren von Restlignin, das in die Abwässer der Bleichanlage einer Abwasserbehandlungsanlage eingeleitet wird, ist insgesamt eine kostenintensivere Option.

Wichtiger Grund für die Einführung

Der Grund für die Anwendung einer schonenden Kochung auf niedrige Kappa-Zahlen, die gleichzeitig die Erfüllung hoher Qualitätsanforderungen ermöglicht, liegt oft in der nationalen Wassergesetzgebung und der Notwendigkeit die in Gewässer eingeleitete Fracht an organischen Stoffen zu verringern. Hierbei handelt es sich auch um eine kosteneffektive Maßnahme.

Anlagenbeispiele

Mindestens sechs Anlagen in Deutschland und Österreich.

4.3.3 Sauerstoffdelignifizierung vor der Bleiche

Beschreibung

Die Sauerstoffdelignifizierung (Abkürzung „O“- und „EOP“-Stufe) kann als Übergangsschritt zwischen der Kochung und der Bleiche betrachtet werden. Bei diesem Verfahren werden hohe Temperaturen (85 – 95 °C), Druck (2,5 bar), Sauerstoff und eine Basis zur Erhöhung des pH-Werts auf alkalische Bedingungen verwendet. Bei der Sauerstoffdelignifizierung wird ein beträchtlicher Teil des nach der Kochung zurückgebliebenen Restlignins vor der ersten Bleichstufe entfernt. Die Verringerung der Einleitung organischer Stoffe aus der Sauerstoffstufe, gemessen als CSB, liegt bei circa 50 % im Vergleich zur Situation ohne O₂-Delignifizierung. Die O₂-Delignifizierung trägt zum Entharzen durch Verseifung (alkalisches Medium) bei, welche mittels des Dichlormethanextraktwerts (DCM-Extraktwert) gemessen werden kann. Die DCM-Extraktwerte zeigen, wie die Harzmenge während der Sauerstoffdelignifizierung sinkt (siehe Zahlen vor und nach den Sauerstoffstufen). Die O₂-Delignifizierung hat auch einen positiven Einfluss in Bezug auf Verunreinigungen im gebleichten Zellstoff. Abbildung 4.39 zeigt ein Beispiel einer Faserlinie mit O₂-Delignifizierung einschließlich der CSB- und DCM-Extraktwerte vor und nach der O₂-Delignifizierung. Hier wird die Wirkung der Sauerstoffstufen auf die CSB-Fracht vor und nach den Sauerstoffreaktoren ersichtlich. Die Bleichstufen werden gemäß dem verwendeten Bleichmittel mit folgenden Abkürzungen bezeichnet: Sauerstoff (O), Wasserstoffperoxid (P) oder Kombinationen davon (OP) und Chlordioxid (D).

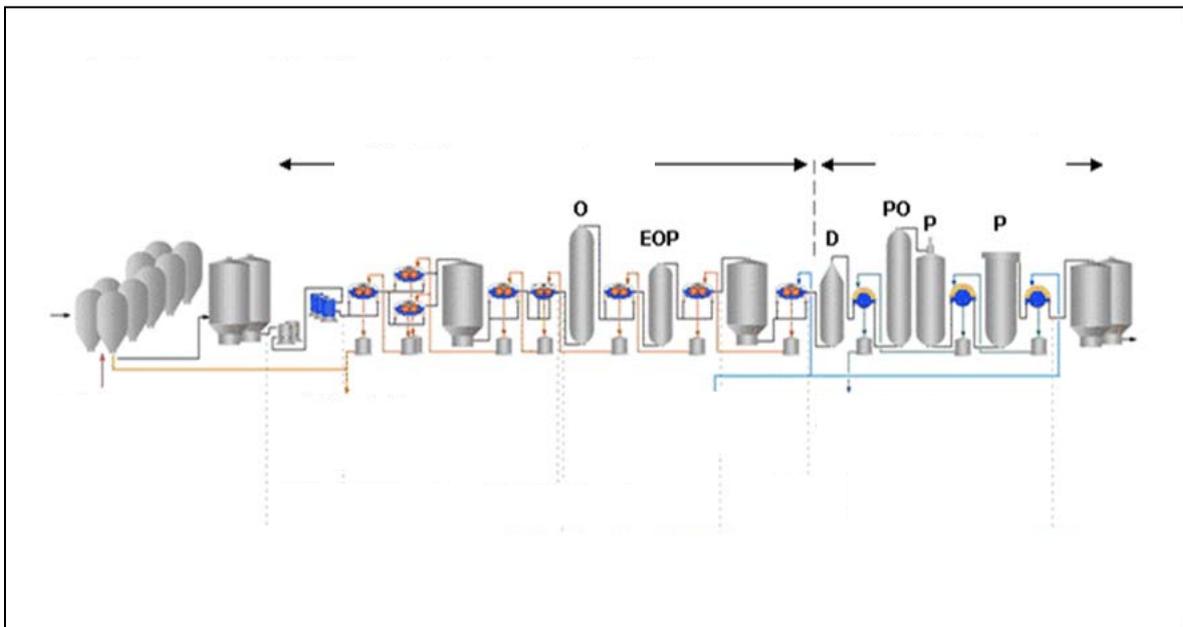


Abbildung 4.39: Beispiel einer Faserlinie mit O₂-Delignifizierung einschließlich der CSB- und DCM-Extraktwerte vor und nach der O₂-Delignifizierung

Die Sauerstoffdelignifizierung ist potentiell für geschlossene Wassersystem geeignet, da ihre Abwässer normalerweise als Waschmedien in der Braunstoffwäsche verwendet werden, von wo sie in den Chemikalienrückgewinnungsprozess geleitet werden. Die bei der O₂-Delignifizierung zur Erhöhung des pH-Werts eingesetzte Basis ist jedoch wichtig, um die richtige Pufferwirkung zu erreichen. Einige Erfahrungen mit der Verwendung von MgOH in der O₂-Stufe haben gezeigt, dass dies nicht kosteneffektiv ist. Zwei Fabriken, die Magnesium als Basis bei der Kochung, jedoch Natrium zur Erhöhung des pH-Werts in der O₂-Stufe einsetzen haben ein Lösung für diese Schwierigkeit gefunden:

- a) Eine Sulfitzellstofffabrik (Marktzellstoff) mit einem zweistufigen O₂-Delignifizierungsprozess (Biocel Paskov, CZ) berichtet, dass es nicht notwendig ist für die Sauerstoffstufe das gleiche Alkali zu verwenden wie für die Kochung. Beim Magnesiumbisulfitaufschluss wird hier Na-Alkali in den Delignifizierungs- und Bleichstufen verwendet. In der Folge muss der Betrieb des Chemikalienrückgewinnungskreislaufs angepasst und von Zeit zu Zeit Natrium entfernt werden. Wenn

die Sulfitablaugung mit einer begrenzten Menge an Natriumionen im Ablaugekessel verbrannt wird, muss der Kessel viermal pro Jahr gereinigt werden, um Natriumablagerungen zu entfernen. Werden größere Mengen Natrium zurück in den Ablaugekessel geleitet, würde dies zu einer Verstopfung der Kesselrohre führen und eventuell den Kessel blockieren (siehe Beispiel unter (b)). Durch die Verwendung der O₂-Stufen ist es in diesem Fall möglich, Prozesswässer, die schlecht biologisch abbaubar sind (Prozesswasser mit gelöstem Lignin), insbesondere mittels Gegenstromwäsche zum Rückgewinnungssystem und nicht in die Abwasserbehandlung zu leiten.

- b) Eine andere Option stellt das Konzentrieren der Abwässer der Sauerstoffstufe der Bleichanlage durch Verwendung von Ultrafiltration dar (siehe Abschnitt 4.3.12). Das abgeschiedene Konzentrat kann im Rindenkessel verbrannt werden. Das Filtrat wird in die Anlage zur biologischen Abwasserbehandlung geleitet (z. B. Magnefite-Zellstofffabrik Nymölla, SE). Nach der Ultrafiltration des Abwassers aus der Sauerstoffstufe wurde das Konzentrat zuerst zur dünnen Sulfitablaugung hinzugefügt. Dies führte zu einer dramatisch erhöhten Verstopfung im Ablaugekessel. Daraufhin wurde die Konzentratzugabe eingestellt. Seitdem wird das Konzentrat im Rindenkessel verbrannt.

Ob die O₂-Delignifizierung angewendet wird, hängt von einer Reihe von Faktoren ab. Die folgende Auflistung enthält die Erfahrungen einiger Fabriken:

- Die Delignifizierung wird verwendet, wenn Lignin im Wesentlichen entfernt werden soll. Die Bleiche wird für Reaktionen eingesetzt, die den Weißgrad durch Oxidieren der Chromophorbindungen verbessern.
- Sauerstoff ist eine weniger selektive Delignifizierungschemikalie als andere Bleichmittel. Er greift Cellulose ebenso an wie Lignin. Daher können die Festigkeitseigenschaften und die Zellstoffausbeute durch eine Sauerstoffstufe leiden.
- Der Nutzen einer O₂-Delignifizierungsstufe hängt von der Zellstoffart und der zu erzielenden Produktqualität ab. In den meisten Fällen wird sie nicht benötigt.
- Die Rückführung von Abwässern der O₂-Delignifizierung ist einfacher, wenn die Kochchemikalien und die Delignifizierungsbase kompatibel sind, d. h. beim Magnesiumbisulfitverfahren, wenn MgO als Basis verwendet wird.
- Aufgrund der guten Bleichfähigkeit von Sulfitzellstoff, der kurze Bleichsequenzen zum Erreichen des vollen Weißgrads des Zellstoffs ermöglicht, ist in den meisten Fällen keine Sauerstoffdelignifizierung erforderlich. Deutsche Zellstofffabriken erreichen zum Beispiel den vollen Weißgrad des Zellstoffs (87 – 88 % ISO) mit einer zweistufigen Bleichsequenz (EP-EP_{HC} und P-A-P_{HC}) ohne O₂-Delignifizierung.
- Die Sauerstoffdelignifizierung ist für Hersteller von Spezialzellstoff nicht sehr geeignet, weil sie eine negative Wirkung auf die gewünschte sehr hohe Viskosität und den gewünschten Alphazellulosegehalt haben kann. Sie hat auch eine begrenzte zusätzliche Wirkung auf die Ligninentfernung, da bereits eine Heiß-Alkaliextraktionsstufe angewendet wird, um den Alphazellulosegehalt des Spezialzellstoffs zu erhöhen.

Sulfitzellstofffabriken, die die O₂-Delignifizierung anwenden, streben einen optimalen Punkt an, der es ermöglicht der Bleichanlage Zellstoff mit der niedrigsten Kappa-Zahl zuzuführen, während gleichzeitig die erforderliche Zellstofffestigkeit bewahrt und ein starker Abfall der Zellstoffausbeutekurve vermieden wird.

Erreichter Umweltnutzen

Bei der O₂-Delignifizierung wird ein beträchtlicher Teil des nach der Kochung zurückgebliebenen Restlignins entfernt. Ohne die O₂-Delignifizierung würde diese CSB-Fracht in die Bleichanlage und später in die Abwasserbehandlungsanlage getragen. In dem in Abbildung 4.39 dargestellten Beispiel werden die Filtrate der Sauerstoffstufe wieder den Rückgewinnungseinheiten zugeführt.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Siehe Abbildung 4.39.

Medienübergreifende Auswirkungen

Der Grad, in dem die O₂-Delignifizierung angewendet wird, erfordert eine umfassende Optimierung des Faserlinienprozesses unter Berücksichtigung der Gesamtkosten, der Zellstoffqualität und der Folgen für die Umwelt. Daher gibt es für eine Sulfitzellstofffabrik keine beste Sequenz.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Sauerstoff-Delignifizierung kann in neuen und bestehenden Fabriken angewendet werden. Mögliche Einschränkungen müssen für jeden Fall einzeln unter Berücksichtigung verschiedener Aspekte bewertet werden, wie z. B.: (a) die Festigkeitseigenschaften und die Zellstoffausbeute können durch eine Sauerstoffstufe beeinträchtigt werden; (b) die Kompatibilität der bei der Kochung verwendeten Basis und der Delignifizierungsbasis; (c) der tatsächliche Umweltnutzen der O₂-Delignifizierung; und (d) die Eignung der O₂-Delignifizierung für die spezifische Art von hergestelltem Zellstoff.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

In der Beispielanlage aus Abbildung 4.39 beliefen sich die Betriebskosten für die Sauerstoffstufe (O) und die Extraktionsstufe unter Zugabe von NaOH mit anschließender Zugabe von Sauerstoff und Wasserstoffperoxid als Verstärkungsmittel (EOP-Stufe) im Jahr 2008 auf 19,6 Euro/Tonne luro. Die Ausbeuteverluste in der O- und EOP-Stufe werden insgesamt mit circa 3 % berechnet.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Sauerstoffdelignifizierung entfernt einen wesentlichen Teil des als CSB gemessenen Lignins und trägt zur Harzentfernung bei, welche mittels des DCM-Extraktwerts gemessen werden kann. Außerdem hat sie einen positiven Einfluss in Bezug auf Verunreinigungen im gebleichten Zellstoff. Durch die O₂-Delignifizierung können die Filtrate in die Rückgewinnungseinheiten zurückgeführt werden, so dass sie nicht in die Bleichanlage oder die Abwasserbehandlungsanlage geleitet werden müssen. Sie führt somit zu verringerten Emissionen organischer Stoffe in Gewässer.

Anlagenbeispiele

Sappi Gratkorn, AT; Biocel Paskov, CZ; Stora Enso Nymölla, SE.

Referenzliteratur

[266, Ragnar, Kvaerner 2002].

4.3.4 Sortieren des ungewaschenen Zellstoffs im geschlossenen Kreislauf

Siehe Abschnitt 3.3.4.

4.3.5 Wirksame Braunstoffwäsche

Siehe Abschnitt 3.3.10.

4.3.6 Wirksames Leckageüberwachungs- und Rückhaltesystem, auch kombiniert mit System zur Rückgewinnung von Chemikalien und Energie

Siehe Abschnitt 3.3.9.

4.3.7 Total chlorfreies Bleichen (TCF-Bleichen)

Beschreibung

Seit Beginn der 1990er Jahre ist die TCF-Bleiche das vorherrschende Bleichverfahren in europäischen Sulfitzellstofffabriken geworden.

Eine TCF-Bleichsequenz ist durch das Fehlen chlorhaltiger Stoffe gekennzeichnet. Es werden nur sauerstoffhaltige Stoffe verwendet, wodurch die Erzeugung organisch gebundenen Chlors im Zellstoff und Abwasserstrom vermieden wird. Es gibt in Europa keine Sulfitzellstofffabrik, die noch Chlor als Bleichmittel einsetzt und der größte Teil der elementarchlorfreien (ECF) Zellstoffherstellung wurde durch TCF-Bleichsequenzen ersetzt. Die bestehenden Bleichanlagen sind durch Reorganisation und Umrüstung der Anlagen umgestellt worden. Bleichsequenzen unter Einsatz von Chlor wie z.B. C-E-H-H und C/D-E-D(E-D) sind schrittweise auf TCF-Sequenzen umgestellt worden. Zuerst sind die Bleichstufen mit molekularem Chlor weggefallen und es wurde ECF-Zellstoff hergestellt. Anschließend sind die Verfahren durch eine Weiterentwicklung des Verfahrens auf TCF-Bleichsequenzen (z.B. EOP-Q-EOP(-EP)) umgestellt worden. Der Einsatz von Komplexbildnern in den Peroxidstufen und die Erhöhung der Stoffdichte im Bleichturm machte die Herstellung von TCF-Papierzellstoff in hoher Qualität möglich. Weitere Voraussetzungen für die TCF-Bleiche wie das erweiterte und gleichmäßige Kochen, hocheffiziente Waschprozesse und die Erhöhung der Eindampfkapazitäten wurden eingeführt.

Einer der Nachteile der ersten TCF-Bleichvorgänge war der Verlust von Festigkeit im hergestellten Zellstoff, da die Cellulosehauptkette durch verschiedene Radikale angegriffen wurde, die sich während der Peroxidbleiche bildeten. Durch die Einführung einer besseren Prozesskontrolle zur Vermeidung der Peroxidzerersetzung sowie die Anpassung der Temperatur und des pH-Profiles und durch die Einführung von Komplexbildnern konnten diese Probleme gelöst werden. Die Hersteller von TCF-Sulfitzellstoff haben gelernt, den Prozess für den erforderlichen Weißgrad und die notwendigen Festigkeitswerte anzupassen, indem das gesamte System in Hinblick auf den Umweltschutz, die Leistungsfähigkeit und die Kosteneffektivität optimiert wird. Dies gilt für Anlagen zur integrierten Papier- und Zellstoffherstellung. Ein Hersteller von Marktsulfitzellstoff mit einem viel breiteren Kundenstamm muss unter Umständen eine milde Chlordioxidstufe (D-Stufe) anwenden, um die Anforderungen seiner Kunden an die Zellstoffqualität zu erfüllen.

Die Einführung von Magnesiumhydroxid als Alkaliquelle (nur bei den Sulfitzellstofffabriken mit einer Magnesiumbasis im Kocher) in der ersten Bleichstufe nach dem Kocher machte es möglich, den Wasserkreislauf weiter zu schließen und die Verwendung und Integration dieser Volumenströme in den Wärmerückgewinnungszyklus zu fördern (siehe Abschnitt 4.3.8). Einige Fabriken haben jedoch festgestellt, dass die Verwendung von Magnesiumhydroxid als Alkali nicht mit den Weißgradanforderungen an den Zellstoff (über 87 % ISO) kompatibel ist. Nach dem Austausch sinkt der Grad der Delignifizierung von 40 – 60 % auf 25 – 35 %. Ungefähr 50 – 60 % der Kochflüssigkeit aus der Sauerstoffstufe werden der Eindampfung und 40– 50 % werden der biologischen Behandlung zugeführt.

Eine Verringerung des Frischwasserverbrauchs, ein optimierter Dampfbedarf und die Steuerung unerwünschter Stoffe mussten umgesetzt werden, bevor diese technische Möglichkeit in vollem Umfang genutzt werden konnte. Die Kontrolle der Zersetzung des Wasserstoffperoxids, was in diesem Prozess den größten Kostenfaktor darstellt, durch die Einführung von Komplexbildnern (DTPA) sowie Stabilisatoren wie Natriumsilikat war eine absolute Notwendigkeit für die Prozesskontrolle. Die Kontrolle des MgO-Eintrags in die nachfolgende Bleichstufe während der sauren Waschstufe ist von entscheidender Bedeutung und sollte sorgfältig überwacht werden.

Ein Beispiel für die Prozessbedingungen einer typischen TCF-Bleichsequenz für Sulfitzellstoff ist in Tabelle 4.16 dargestellt.

Tabelle 4.16: Beispiel für die Prozessbedingungen einer Bleichsequenz für die Herstellung von TCF-Sulfitzellstoff

Parameter	O- oder EOP-Stufe	Saure Wäsche	EP- oder EOP-Stufe(n)
Temperatur	65 – 75 °C	50 – 70 °C	65 – 80 °C
Druck	1 – 4 bar	-	1 – 2,5 bar
Stoffdichte	10 – 14	3 - 5	14 – 40
Kappa-Zahl	21 – 24 → 11 – 13	-	→ 3 – 5
NaOH	15 – 25	-	5 – 15
O ₂	5 – 15	-	0 – 7
H ₂ O ₂	2 – 10	-	10 – 25
EDTA/DTPA	-	0,5 – 1,5	

Erreichter Umweltnutzen

Keine Bildung adsorbierbarer organisch gebundener Halogene (gemessen als AOX) bei der Bleiche. Die Freisetzung von ausblasbaren oder flüchtigen chlorierten organisch gebundenen Halogenen (POX) in die Luft wird auf Null reduziert. Der hergestellte TCF-Zellstoff enthält kein organisch gebundenes Chlor, das beim Wiederauflösen des Zellstoffs in der Papierfabrik freigesetzt werden könnte.

Im Allgemeinen führt der Einsatz der TCF-Bleiche zu niedrigeren Emissionen von farbigen Stoffen im Abwasser und zu einer verbesserten Abbaubarkeit des Abwassers in der biologischen Abwasserbehandlungsanlage. Darüber hinaus werden durch die TCF-Bleiche Energieeinsparungen erzielt. Der Dampfverbrauch in der Bleichanlage kann von 0,5 – 1 Tonne Dampf/Tonne lutro auf weniger als 0,5 Tonnen Dampf/Tonne lutro reduziert werden. Der Stromverbrauch kann um 10 – 20 % vermindert werden. Diese Daten hängen von der Leistungsfähigkeit des Prozesswasserrecyclings und der Schließung der Wasserkreisläufe ab. Außerdem müssen hier auch Zellstoffqualitätsaspekte berücksichtigt werden. Ein höherer Grad der Wasserkreislaufschließung steigert die Gefahr der unerwünschten Peroxidzerersetzung, da sich die Menge unerwünschter Stoffe (sowohl organische Stoffe als auch Metalle) in geschlossenen betriebenen Wasserkreisläufen erhöhen kann.

Bei der TCF-Bleiche sind offensichtlich keine der Risiken, die mit der Lagerung von Chlor und der Herstellung von Chlordioxid verbunden sind, vorhanden.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Heute liegen für alle Qualitäten an TCF-gebleichtem Sulfitzellstoff ausreichende Erfahrungen vor. Es werden keine Betriebsprobleme berichtet, sofern einfache Verfahren zur Metallbeherrschung, Vermeidung der Belagbildung und Reinigung für die Prozessausrüstung angewendet werden. Die strenge Kontrolle des pH-Werts ist bei allen Prozessstufen wesentlich, um die Bildung von Belägen zu vermeiden. Um die Betriebsfähigkeit zu erhalten sind sorgfältige Reinigungsverfahren von Material und Ausrüstung, auf denen sich Beläge gebildet haben, entweder bei geplanten Abschaltungen oder in Zeiträumen, in denen die Ausrüstung außer Betrieb gesetzt werden kann, durchzuführen. Das bei diesen Reinigungsvorgängen entstehende Abwasser wird der Abwasserbehandlungsanlage zugeführt.

Bei Sulfitzellstofffabriken, die ausschließlich Marktpapierzellstoff herstellen, kann eine milde D-Stufe erforderlich sein, um die Marktanforderungen in Bezug auf die Zellstoffqualität zu erfüllen. Dieser Zellstoff kann jedoch mit einer relativ niedrigen Dosierung von ClO₂ hergestellt werden. Die einzige europäische Sulfitzellstofffabrik, die ausschließlich Marktpapierzellstoff mit einer ClO₂-Bleichstufe herstellt, hat AOX-Emissionswerte unter 0,1 kg/Tonne lutro angegeben. Wenn mit nur kleinen Mengen ClO₂ gebleichter Zellstoff produziert wird, liegen die AOX-Emissionen in den behandelten Abwässern zwischen 0,6 mg/l und 0,8 mg/l; bei der reinen ECF-Zellstoffproduktion werden bei einem mittleren Volumenstrom von circa 34 m³/Tonne lutro 1,2 – 1,8 mg AOX/l in den Abwässern gemessen.

In Abschnitt 3.1.7 sind die Ergebnisse der Gegenüberstellung von ECF-Bleiche und TCF-Bleiche zusammengefasst.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die zahlreichen positiven Auswirkungen dieser Technik sind im vorstehenden Abschnitt dargestellt (erreichter Umweltnutzen). Als Nachteile sind folgende Aspekte festzuhalten: Freisetzung von Komplexbildnern wie DTPA/EDTA (0,2 – 2 kg/Tonne lutro), soweit sie in Bleichstufen eingesetzt werden, die die Waschflüssigkeiten über die Abwasserbehandlungsanlage ausleiten. Allerdings kann durch die Optimierung der Komplexbildnerzugabe die Menge an DTPA/EDTA reduziert werden. Es bestehen Erfahrungen, nach denen die Absetzbarkeit des Bioschlammes in den Absetzbecken zu einem gewissen Grad gestört werden kann. In anderen Fabriken tritt dieser Effekt nicht auf. Wegen der potenziellen Risiken sollte mit Peroxid sorgfältig umgegangen werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Diese Technik ist sowohl für neue als auch bestehende Fabriken (Umstellung) anwendbar. Außerdem kann Chemiezellstoff mit einer TCF-Bleichsequenz hergestellt werden. Bei Marktzellstofffabriken kann eine milde Chlordioxidstufe mit niedriger ClO_2 -Zugabe erforderlich werden, um Zellstoff mit hohem Weißgrad herzustellen. Bei Fabriken, die Spezialzellstoff für chemische Anwendungen herstellen, wird gewöhnlich noch immer Chlordioxid oder Hypochlorit als Bleichchemikalie benötigt.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Für eine Sulfitzellstofffabrik mit einer Produktionskapazität von 700 Tonnen lutro/Tag betragen die Investitionskosten für die Umstellung auf die TCF-Bleiche und die Umrüstung der bestehenden Bleichanlage circa 20 – 50 Millionen Euro. Allerdings hängen diese Zahlen zu einem gewissen Grad von den zu erreichenden Zellstoffqualitäten ab. Die Gesamteinsparungen hängen vom Aufbau des Gesamtprozesses, der verwendeten Ausrüstung, dem Preis der Chemikalien und Energie im betreffenden Land sowie dem Schließungsgrad des Wasserkreislaufs ab. Geschlossene Wasserkreisläufe sind im Allgemeinen mit höheren Kosten verbunden, da Maßnahmen zur Prozesskontrolle und zum Eindampfen des zusätzlichen Wassers getroffen werden müssen. Die Einführung von MgO als Alkali in der ersten Bleichstufe führt zum Beispiel allgemein zu einem höheren Peroxidverbrauch und macht höhere Mengen von Neutralisierungskemikalien wie Schwefelsäure erforderlich, um die Verschleppung von MgO in die nachfolgenden Bleichstufen zu verringern. Dies wird durch die erhöhte Energieabgabe durch die Verbrennung der zurückgewonnenen und thermisch genutzten organischen Stoffe nicht ausgeglichen.

Wichtiger Grund für die Einführung

Umweltschutzanforderungen von Regulierungsbehörden und anderen zuständigen Behörden (Verringerung der Einleitungen von chlorierten organischen Stoffen und anderen toxischen Stoffen sowie schlecht biologisch abbaubaren Stoffen), öffentliches Bewusstsein für die Risiken durch persistente organische Chlorverbindungen für die Umwelt und die Gesundheit, Belange des Arbeitsschutzes und Marktanforderungen durch umweltbewusste Kunden waren wichtige Gründe für den Umstellungsprozess. Besonders bei Hygienepapieranwendungen gibt es eine eindeutige Nachfrage von Kunden, die explizit nach TCF-Sulfitzellstoff fragen.

In Bezug auf die Betriebskosten führt die TCF-Bleiche zu etwas höheren Gesamtkosten. Die Delignifizierung im Kocher muss weiter entwickelt werden, um niedrigere Kappa-Zahlen zu erzielen. In der Folge sinkt die Ausbeute der Zellstoffherstellung leicht. Die Kosten und die Menge der für die TCF-Bleiche verbrauchten Chemikalien sind höher als bei der ECF-Bleiche. Die Nachfrage durch umweltbewusste Kunden ist nicht mit einem Höchstpreis für TCF-Zellstoff verbunden.

Anlagenbeispiele

Die meisten Sulfitzellstofffabriken in Europa verwenden die TCF-Bleiche. Drei Fabriken in Europa verfügen über ECF-Bleichsequenzen (ein Hersteller von Marktpapierzellstoff und zwei Hersteller von Spezialzellstoff).

Referenzliteratur

[237, Bajpai 2005]

4.3.8 Vorbleiche auf MgO-Basis und Rückführung von Waschflüssigkeiten aus der Vorbleiche in die Braunstoffwäsche

Beschreibung

Es gibt einzelne Zellstofffabriken, die (bei Anwendung des sauren Magnesiumbisulfitverfahrens), eine teilweise Rückführung der Waschflüssigkeiten der ersten Bleichstufe auf MgO-Basis in die Braunstoffwäsche erreichen. Der Betrieb einiger Teile der Bleichanlage mit Magnesium als Basis ist jedoch schwieriger als mit der Betrieb mit Natrium (chemischer Verschleiß der Pumpen, höherer Verbrauch von Wasserstoffperoxid). Andererseits eröffnet die Verwendung von MgO in der ersten Bleichstufe die Möglichkeit die Abwässer aus der ersten Bleichstufe in die Chemikalienrückgewinnungseinheiten zurückzuführen und somit eine geringere organische Fracht zu erzeugen, die in der Abwasserbehandlungsanlage behandelt werden muss. Die Beispielanlagen führen 35 – 50 kg CSB/Tonne lutro zurück in die Eindampfanlage und vermeiden somit die entsprechende Einleitung.

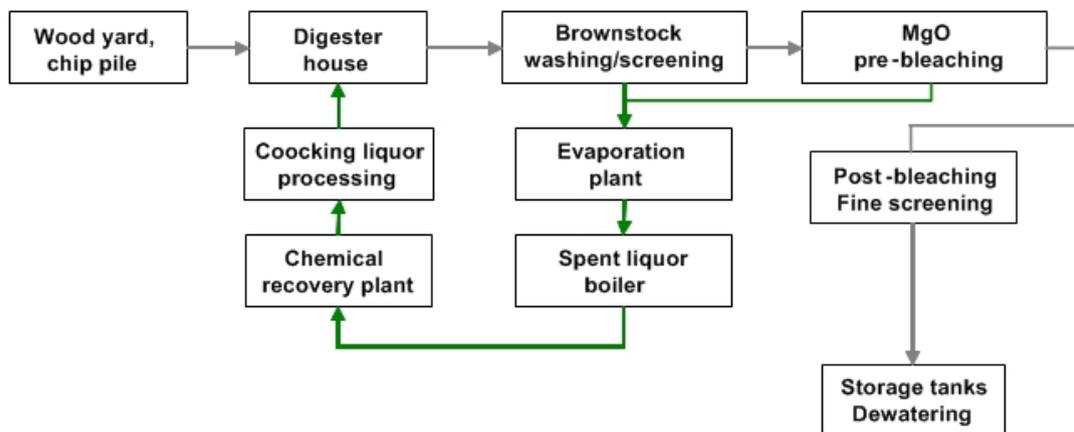


Abbildung 4.40: Vorbleiche mit MgO als Basis im geschlossenen Kreislauf (M-real Hallein, AT)

Erreichter Umweltnutzen

Die Teilkreislaufschließung in der Bleichanlage vermeidet die Einleitung der Abwässer in die Abwasserbehandlungsanlage. Die freigesetzte CSB-Fracht wird im Vergleich zum herkömmlichen Verfahren verringert und die Abwasserbehandlungsanlage kann für eine geringere CSB-Fracht ausgelegt werden.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die zwei Fabriken, die diese Technik anwenden, produzieren jeweils in einer integrierten Fabrik Zellstoff für Hygienepapier und Zellstoff für Druckpapier. Eine der Fabriken, die die Vorbleiche im geschlossenen Kreislauf anwenden, hat den in Tabelle 4.17 dargestellten Chemikalienverbrauch in der Bleichanlage angegeben (Daten von 2008).

Tabelle 4.17: Chemikalienverbrauch in einer Fabrik, die die Vorbleiche im geschlossenen Kreislauf anwendet

Chemikalienverbrauch	Menge (kg/Tonne lutro)
H ₂ O ₂ (50 %)	50 – 60
MgO	20 – 25
Schwefelsäure (94 %)	50 – 60
NaOH (100 %)	8 – 12

Dispersionsmittel für Harz	Erforderlich, aber nicht angegeben
----------------------------	------------------------------------

Medienübergreifende Auswirkungen

Für die Vorbleiche im geschlossenen Kreislauf sind höhere Mengen Wasserstoffperoxid erforderlich. Die Basis aus der Vorbleiche wird in den Rückgewinnungseinheiten der Fabrik verwertet.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Vorbleiche auf Magnesiumbasis mit Chemikalienrückgewinnung stellt eine Option zur Verringerung der Abwassereinleitung für Sulfitzellstofffabriken dar. Für die Anwendung dieser Technik müssen folgende Voraussetzungen erfüllt sein: (a) Die Kappa-Zahl nach der Kochung muss für die MgO-Vorbleiche geeignet sein (niedrige Kappa-Zahl); (b) ausreichende hydraulische Leistungsfähigkeit der Anlagen, um die zusätzlichen Volumenströme aufzunehmen; (c) Möglichkeit zur Reinigung und Wäsche der verwendeten Waschausrüstung; (d) ausreichende Kapazität des/der Ablaugekessel zur Verbrennung zusätzlicher Kochflüssigkeit und (e) ein geeigneter Weißgrad. Die Beispielfabriken stellen Zellstoff und Papier am selben Standort her (integrierte Produktion) und erreichen einen Weißgrad von 87 % unter wirtschaftlich tragfähigen Bedingungen; Hersteller von Marktzellstoff müssen oft Weißgrade über 87 % erreichen, was mit der MgO-Vorbleiche schwierig ist, da diese zur Verringerung des Weißgrads um einige Punkte führen kann.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Der Chemikalienverbrauch einer Bleichanlage, in der MgO in der ersten Bleichstufe verwendet wird, liegt circa 20 – 30 % höher als der einer Anlage in der dies nicht der Fall ist (höhere Reinheit von MgO für zurückgeführtes MgO erforderlich). Allerdings kann die Abwasserbehandlungsanlage wesentlich kleiner ausgelegt werden, was zu verringerten Investitions- und Betriebskosten führt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Ein Grund für die Einführung der Vorbleiche im geschlossenen Kreislauf in Fabriken, die den sauren Bisulfitprozess auf Basis von Magnesium anwenden, können höhere Anforderungen im Abwasserbereich (CSB) sein. Ein weiterer Grund können Qualitätsaspekte sein, da mit Magnesium als Basis gebleichter Zellstoff unter bestimmten Bedingungen eine höhere Festigkeit erreichen kann.

Anlagenbeispiele

M-real Hallein (AT), SCA Mannheim (DE).

Referenzliteratur

[276, Sixta 2006].

4.3.9 Bleiche im geschlossenen Kreislauf (in einer Sulfitzellstofffabrik auf Natriumbasis, mittels Ultrafiltration, Flotation und Abscheidung)

Beschreibung

In einer Zellstofffabrik, die mit dem sauren Sulfitverfahren unter Verwendung von Natrium als Kochbasis Chemiezellstoff herstellt, wird das Abwasser der Bleichanlage mittels Ultrafiltration (UF), Flotation und Abscheidung behandelt, um die Bleiche im geschlossenen Kreislauf zu ermöglichen. Die Wasch- oder Bleichanlage leiten keine Abwässer aus. Stattdessen wird das Filtrat der Bleiche und Wäsche in der ersten Waschstufe nach der Kochung verwendet.

Chemiezellstofffabriken verwenden die gleiche Basis zum Kochen und zur Einstellung des pH-Werts im Bleichprozess, was eines der Kriterien ist, die erfüllt sein müssen, um den Betrieb einer Bleichanlage mit

geschlossenem Kreislauf (CLB) zu ermöglichen. Der Zweck der UF und der anderen verwendeten Abscheidetechniken liegt darin, Harzsäuren und Fettsäuren aus dem Filtrat im geschlossenen System zu entfernen. Dieser Prozess ähnelt einer Niere, da sich ohne die Behandlung prozessfremde Stoffe im System anreichern würden, wodurch die Bleiche im geschlossenen Kreislauf bei Berücksichtigung der Cellulosequalität nicht möglich wäre. Unerwünschte Stoffe müssen dem System entzogen werden.

Die Behandlung des Filtrats erfolgt in verschiedenen Prozessstufen, beginnend mit der UF, wobei Harzsäuren und Fettsäuren abgeschieden werden (siehe Abbildung 4.41). Das entstehende Permeat wird im Kochprozess wiederverwendet; wohingegen das Konzentrat mittels Flotation und Abscheidung weiter behandelt wird, um einen noch größeren Anteil der Harz- und Fettsäuren aus der Wasserphase abzuscheiden. Das behandelte Filtrat aus der Flotation wird zurück gepumpt und in der ersten Waschstufe verwendet.

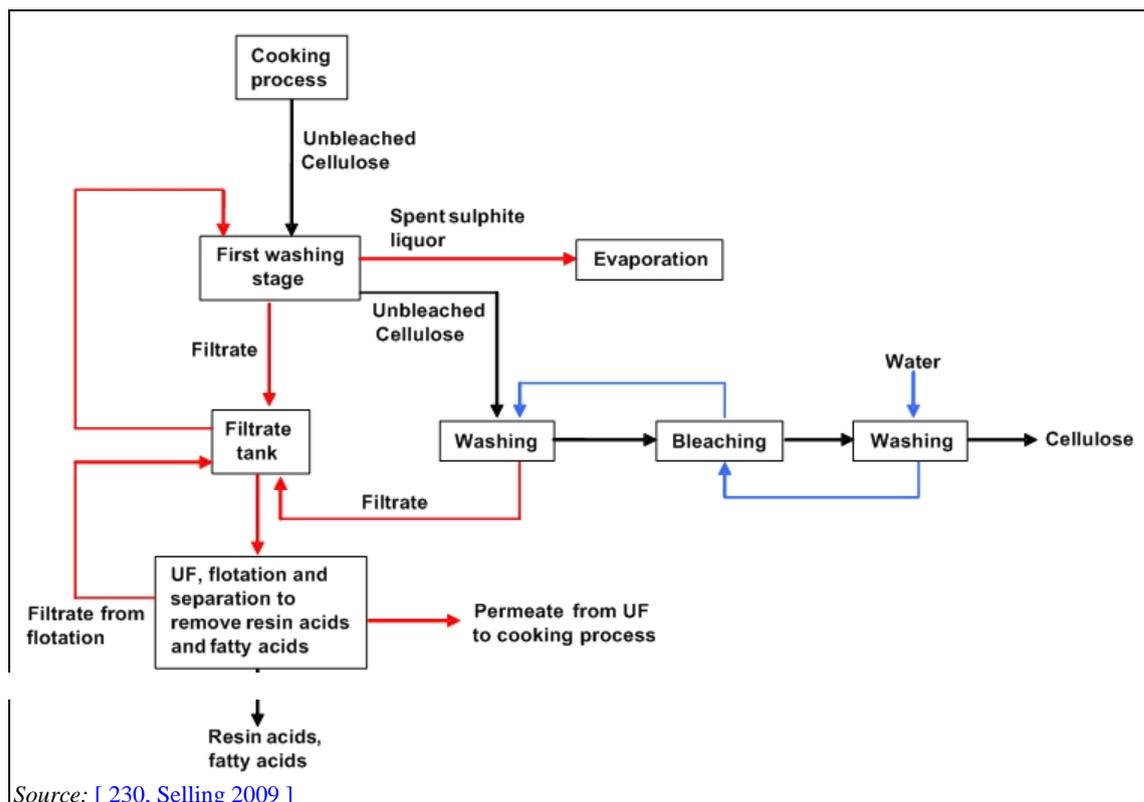


Abbildung 4.41: Ultrafiltrationssystem in einer Chemizellstofffabrik, Domsjö Fabriker AB, SE

Erreichter Umweltnutzen

Von der Bleichanlage wird kein Abwasser eingeleitet. Die CSB-Fracht, die normalerweise der Abwasserbehandlungsanlage zugeführt würde, wird im System behalten. Außerdem ist der Wasserverbrauch niedriger.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die Ultrafiltrationseinheit wird zur Behandlung des Prozesswassers nach der Braunstoffwäsche installiert. Das entstehende Permeat wird zurück gepumpt und im Kochprozess wiederverwendet.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es wurden keine Daten zum Energieverbrauch für den Betrieb der Abscheideeinheiten zur Verfügung gestellt. Die Konzentrate werden eingedampft und verbrannt.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Diese Technik kann sowohl in neuen als auch in bestehenden Fabriken eingeführt werden. Vor der Installation müssen Ultrafiltrationstests in einer Pilotanlage durchgeführt werden. In dieser Pilotanlage werden gewöhnlich die Auslegungs- und Konzeptionsparameter ermittelt und die Betriebsbedingungen für die spezifischen zu behandelnden Abwässer optimiert. Normalerweise gibt es in der ersten Phase von Membrananwendungen bestimmte Rückschritte, die durch Anpassung des pH-Werts, des Volumenstroms oder die Einführung einer geeigneten Vorbehandlung behoben werden können. In diesem Fall wird auch eine Nachbehandlung angewendet.

Die Nutzung von Bleichanlagen mit geschlossenem Kreislauf ist noch auf Sulfitzellstofffabriken beschränkt, die Natrium als Basis verwenden (die gleiche Basis, die zur Einstellung des pH-Werts in den Peroxidbleichstufen verwendet wird). Außerdem ist der pH-Wert von Bedeutung, da er die Möglichkeit zur Abscheidung von Harzsäuren und Fettsäuren beeinflusst.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Es wurden keine Daten zu den Investitions- und Betriebskosten zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Der wichtigste Grund für die Einführung ist die Umweltschutzgesetzgebung für Sulfitzellstofffabriken in Bezug auf die Freisetzung organischer Stoffe in Gewässer. Die Fabrikbetreiber betrachten die Maßnahme als wichtiges Verfahren zur Verringerung des CSB, der in das aufnehmende Gewässer eingetragen wird.

Anlagenbeispiele

Zellstofffabrik Domsjö (SE). Es gibt keine anderen Sulfitfabriken, die diese Anwendung nutzen, es werden jedoch Membranen in anderen Anwendungen in Sulfitfabriken eingesetzt, z. B. in der Fabrik Nymölla (siehe Abschnitt 4.3.12).

Referenzliteratur

[230, Selling 2009].

4.3.10 Reduzierung von Emissionen durch die Verwendung von Komplexbildnern in den Peroxidstadien der Bleichanlage

Siehe Abschnitt 2.9.9.

4.3.11 Einstellung des pH-Werts der Schwachlauge vor/in der Eindampfanlage

Beschreibung

Es ist wichtig, dass die Sulfitablauge nach der ersten Eindampfstufe oder vor dem Eindampfen neutralisiert wird. Sonst werden Essigsäure und andere kurzkettige organische Säuren verdampft und sind dann in den Kondensaten enthalten, anstatt zusammen mit der konzentrierten Sulfitablauge in den Ablaugekessel geleitet zu werden. Die CSB-Fracht in den Kondensaten ist bei Sulfitzellstofffabriken normalerweise viel höher als bei Sulfatzellstofffabriken. Die Gesamtfracht in Kondensaten vor der Behandlung liegt normalerweise bis zu 60 – 70 kg CSB/Tonne lutro.

Erreichter Umweltnutzen

Ein wesentlicher Teil der organischen Fracht (CSB) des Kondensats, insbesondere kurzkettige organische Säuren, wird zurück in die Ablauge überführt und verbleibt in den Rückgewinnungskreisläufen. Die Wirkung dieser Technik ist, dass der Abwasserbehandlung Abwasser mit einer geringeren organischen Fracht zugeführt und weniger CSB in Gewässer eingeleitet wird.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Diese Maßnahme ist in den meisten Fabriken eine bewährte Technik. In Zellstofffabriken, die das saure Magnesiumsulfitverfahren anwenden, wird frisches MgO aus dem MgO-Silo und zurückgewonnener Staub aus den Elektrofiltern zur Neutralisierung verwendet. In einer ersten Stufe vor der Konzentrierung der Ablauge durch Eindampfen wird SO₂ gestrippt und zur Wiederverwendung in der Kochanlage zurückgewonnen. Höhere SO₂-Konzentrationen könnten sich negativ auf den Betrieb der Abwasserbehandlungsanlage auswirken. Nach der SO₂-Strippung bleibt der pH-Wert sauer. Die Sulfitablage wird dann auf einen pH-Wert von circa 6,5 neutralisiert, bevor sie in die nächsten Eindampfstufen eintritt.

Ein Sulfitzellstofffabrik auf Calciumbasis (IT) strippt die Kondensate aus der Eindampfung und versucht so, sowohl kleinere organische Moleküle als auch SO₂ zu entfernen. Die gestrippten verbleibenden Stoffe werden Brennern zugeführt, in denen die organischen Stoffe oxidiert werden, während das SO₂ im Prozess zurückgewonnen wird.

Medienübergreifende Auswirkungen

Mit dieser Technik sind keine relevanten negativen Auswirkungen verbunden. Es werden die gleichen Neutralisierungschemikalien verwendet wie als Basis bei der Kochung eingesetzt werden. Daher sind nur wenige zusätzliche Chemikalien nötig.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Diese Technik ist für alle Fabriken auf Magnesiumbasis anwendbar. Für diese Technik wird im Ablaugekessel und im Aschekreislauf freie Kapazität benötigt

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Wichtige Gründe für die Einführung dieser Technik sind die Optimierung des Energierückgewinnungskreislaufs und die Verringerung der von den Prozessen ausgehenden organischen Schmutzfracht.

Anlagenbeispiele

Die Technik wird in den meisten Sulfitzellstofffabriken sowie NSSC-Fabriken mit Chemikalienrückgewinnung in Europa betrieben.

4.3.12 Vorbehandlung des Abwassers aus den Sauerstoffstufen der Bleichanlage in einer Ultrafiltrationsanlage mit anschließender aerober Behandlung des Gesamtabwassers

Beschreibung

Magnefite-Zellstofffabriken und Zellstofffabriken auf Basis des sauren Bisulfidverfahrens, die auf eine höhere Kappa-Zahl kochen, verzeichnen höhere Mengen nicht biologisch abbaubaren CSBs in den Abwässern der Bleichanlage als andere Sulfitzellstofffabriken. Abwässer von den Sauerstoffstufen können nicht problemlos in den Ablaugekesseln von Sulfitzellstofffabriken verbrannt werden (siehe Abschnitt 4.3.3, Beispiele (a) und (b)). Daher müssen andere Methoden angewendet werden, um die in die Umwelt freigesetzte Menge an CSB zu verringern. In der Fabrik Stora Enso Nymölla (SE) werden die Abwässer der Sauerstoffstufe in einer Ultrafiltrationsanlage (UF) mit zwei Linien behandelt. Hochmolekulare nicht biologisch abbaubare Verbindungen werden entfernt und im Rindenkessel verbrannt. 98 % der zufließenden Kochflüssigkeit strömt durch die Membranen. Das Konzentrat kann nicht in die Rückgewinnungseinheiten zurückgeführt werden, weil die Basis der Sauerstoffstufe (Natrium) sich von der Basis in der Kochanlage (Magnesium) unterscheidet. Das Konzentrat wird direkt im Rindenkessel verbrannt. Pilotversuche haben gezeigt, dass es möglich wäre, mindestens 50 % des Wassers im Konzentrat

durch Eindampfen zu entfernen, aber diese Maßnahme wurde noch nicht eingeführt. Das Permeat der Membranbehandlung wird der Belebtschlammanlage zugeführt.

Wenn Natrium als Basis in der Sauerstoffstufe verwendet und das Abwasser wieder dem Kochkreislauf zugeführt wird, können die Kesselrohre durch natriumhaltige Asche hochgradig verstopfen. Die Entfernung der Verstopfungsasche aus den Kesselrohren ist schwierig.

Abbildung 4.42 zeigt die Integration der UF-Anlage in die Bleichanlage mit den wesentlichen Prozessströmen. Das Flussdiagramm zeigt, welche Ströme von der UF-Einheit behandelt werden. 90 % der organischen Stoffe aus der Sauerstoffstufe und 65 % der organischen Stoffe aus der Peroxidstufe werden mittels UF behandelt. Die Rückführung von Peroxidabwasser zur Verdünnung der Zellstoffströme spart Frischwasser. Außerdem werden große Moleküle aus der Peroxidstufe vor der Behandlung in der Belebtschlammanlage aus dem Abwasser entfernt.

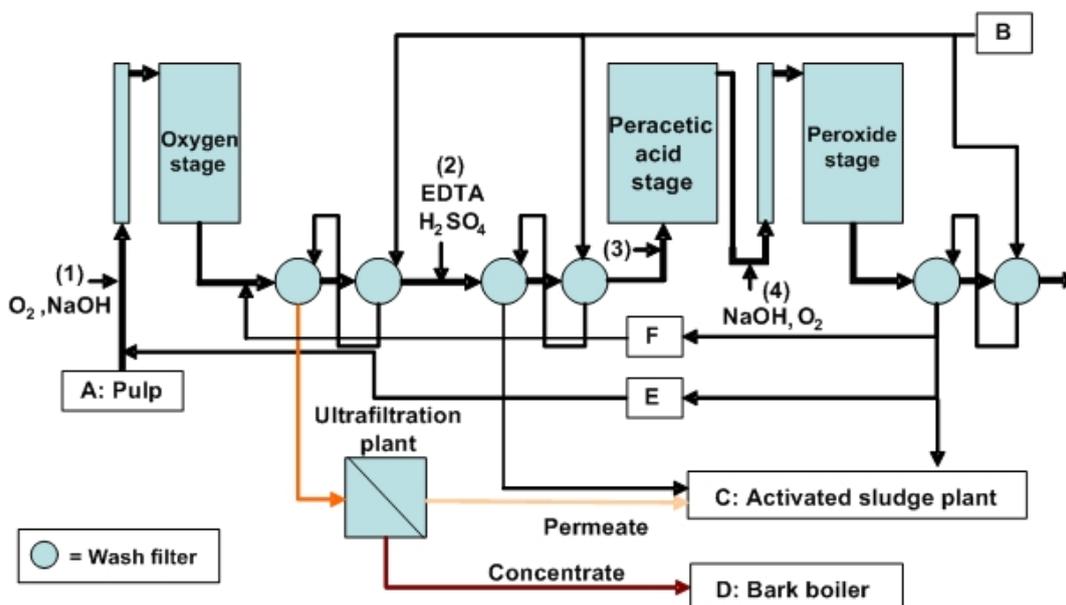


Abbildung 4.42: Flussdiagramm der Anwendung der Ultrafiltrationsanlage in der Zellstofffabrik Nymölla

Nach der Wäsche des ungebleichten Zellstoffs wird der Zellstoff der Bleichanlage zugeführt. Die Faserkonzentration beträgt ungefähr 30 % DS. Die Wassermenge im Zellstoff beläuft sich circa auf 2,3 m³/Tonne lutro (Strom A in der Abbildung). Der Zellstoff wird mit Filtraten aus den Peroxidstufen, 6,7 m³/Tonne lutro (STrom E in der Abbildung), auf 10 % DS verdünnt. Es werden Sauerstoff und Natriumhydroxid zum Zellstoff zugegeben (Strom 1 in der Abbildung). Die Reaktion beginnt und schreitet in den Bleichtürmen fort. Der Zellstoff wird nach den Türmen in zwei Waschfiltern gewaschen. Vor der Wäsche wird zum Zellstoff 1 m³ Kochflüssigkeit/Tonne lutro aus der Peroxidstufe zugegeben (Strom F in der Abbildung). Zum zweiten Filter werden ungefähr 9 m³ Waschflüssigkeit/Tonne lutro (von B) zugegeben. Das Filtrat des ersten Filters wird der UF-Anlage zugeführt.

Der Zellstoff wird dann mit EDTA (Strom 2 in der Abbildung) behandelt, um Schwermetallionen wie Mangan und Eisen zu entfernen. Um einen geeigneten pH-Wert (pH 6) zu erzielen, wird Schwefelsäure zugegeben. Nach der Behandlung mit EDTA, wird der Zellstoff in zwei nacheinander angeordneten Waschfiltern gewaschen. Dem zweiten Filter werden ungefähr 9 m³ Waschwasser (hauptsächlich Frischwasser, aber auch etwas Überschusswasser aus der Papierfabrik)/Tonne lutro zugegeben (von B). Das Filtrat wird mit anderen Abwässern vermischt, bevor es in der Belebtschlammanlage behandelt wird (Strom C in der Abbildung).

Nach der EDTA-Behandlung und der Wäsche wird eine Mischung aus Peressigsäure und Wasserstoffperoxid zum Zellstoff zugegeben (Strom 3 in der Abbildung). In der Peressigsäurestufe reagieren die Peressigsäure und der Zellstoff bei einem pH-Wert von 6. Das Wasserstoffperoxid und der Zellstoff reagieren nicht bei diesem pH-Wert. Die Peressigsäurereaktion führt sich im Peressigsäureturn fort. Nach dem Peressigsäureturn wird der pH-Wert durch die Zugabe von Natriumhydroxid erhöht. Eine geringe Menge Sauerstoff wird ebenfalls zugesetzt (Strom 4 in der Abbildung). Dann beginnt eine Reaktion des Wasserstoffperoxids und des Sauerstoffs mit dem Zellstoff. Die Reaktion setzt sich in den Peroxidtürmen fort. Danach wird der Zellstoff aus dem letzten Peroxidturn in zwei nacheinander angeordneten Waschfiltern gewaschen. Zum zweiten Filter werden ungefähr 9 m³ Waschflüssigkeit/Tonne lutro (von B) zugegeben. Das Filtrat aus dem letzten Filter wird in drei Ströme aufgeteilt: a) 6,7 m³/Tonne lutro werden zur Verdünnung des Zellstoffs vor der Sauerstoffstufe eingesetzt (Strom E in der Abbildung); b) 2,3 m³/Tonne lutro werden zusammen mit anderen Abwässern der Belebtschlammanlage zugeführt (Strom C in der Abbildung) und c) 1 m³/Tonne lutro wird zur Verdünnung des Zellstoffs nach der Sauerstoffstufe eingesetzt (Strom F in der Abbildung).

Erreichter Umweltnutzen

Die Ultrafiltration und die Belebtschlammbehandlung entfernen unterschiedliche Stoffe. Bei der Ultrafiltration werden insbesondere biologisch nicht abbaubare Stoffe entfernt. Die Stoffe würden ansonsten in die Umwelt freigesetzt, wenn sie nicht abgeschieden werden. Bei einem Stillstand der UF-Anlagen, erhöhte sich die CSB-Menge im Zulauf und Auslass der Belebtschlammanlage. Der Zulauf und Auslass der biologischen Behandlungsanlage wiesen die gleiche Erhöhung auf. Da unterschiedliche organische Stoffe entfernt werden, ist die Kombination aus Membranbehandlung und biologischer Behandlung hervorragend geeignet, um den CSB-Gehalt im aufnehmenden Gewässer zu verringern.

Durchschnittlich 400 m³ Abwasser werden pro Stunde in den Membrananlagen behandelt. Das Abwasser der Sauerstoffbleichstufe im Zellstoffherstellungsverfahren hat einen mittleren CSB-Gehalt von circa 10 g/l. Täglich werden 34 Tonnen CSB entfernt (37 kg CSB/Tonne Zellstoff lufttrocken). Ungefähr 30 % des CSB im Zufluss wird durch die Membranen entfernt. Die zurückgehaltenen 30 % des CSB-Gehalts werden mittels Ultrafiltration konzentriert (bis zu 2 % des ursprünglichen Volumens). Das Konzentrat wird im Rindenkessel verbrannt (Strom D). Das Permeat enthält 70 % des CSB aus dem Abwasser der Sauerstoffstufe (86 kg CSB pro Tonne Zellstoff). Das Permeat wird zusammen mit Abwässern aus der EDTA-Behandlung und Überschusswasser aus der Peroxidstufe der Belebtschlammanlage zugeführt (gesammelt in Strom C in Abbildung 4.42).

Unter bestimmten Bedingungen können die Abwässer aus der Sauerstoffbleichstufe auch allein durch biologische Mittel behandelt werden (mittels anaerober Behandlung; siehe Abschnitt 4.3.15 und Abschnitt 4.3.16).

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die UF-Anlage ist seit 1995 kontinuierlich in Betrieb. Die Ultrafiltrationsanlage ist als große Rohranlage mit zwei Linien aufgebaut (Zulieferer der Membranen ist PCI Membranes, UK). Die Linien sind für die kontinuierliche Produktion ausgelegt. Die Membranen sind in Modulen installiert, die in Gruppen und Stapeln angeordnet sind. Jeder Stapel in der Ultrafiltrationslinie kann zur Reinigung aus der Abwasserbehandlungsanlage entfernt werden. Die anderen Stapel führen dann die Abwasserbehandlung fort. Die Membranen müssen fast täglich gereinigt werden.

In der Beispielfabrik haben schwerwiegende Membranverschmutzungsprobleme Betriebsstörungen der Ultrafiltrationsanlage verursacht. Die Wirkung der UF-Behandlung wurde untersucht, indem Zeiträume mit UF-Behandlung mit Zeiträumen ohne Behandlung verglichen wurden. Heute stellt die Ultrafiltration ein hervorragendes und zuverlässiges Verfahren zur Abscheidung von nicht biologisch abbaubarem CSB dar, das mit biologischen Prozessen kombiniert werden kann.

Zur Gewinnung der Auslegungsdaten müssen Ultrafiltrationstests in einer Pilotanlage durchgeführt werden. Die Ergebnisse des Pilotversuchs werden dann verwendet, um die Membranart, die

Leistungsfähigkeit der Membran und eine geeignete Auslegung sowie Behandlungsbedingungen wie den pH-Wert und die Temperatur auszuwählen. In der ersten Phase von Membrananwendungen gibt es oft bestimmte Rückschritte, die durch Anpassung des pH-Werts, des Volumenstroms oder die Einführung einer geeigneten Vorbehandlung behoben werden müssen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Der Energieverbrauch für den Betrieb der Membranen beträgt circa 2 kWh/m³ behandeltes Wasser. Der Brennstoffverbrauch für die Verbrennung des Konzentrats beträgt ungefähr 0,6 kWh/m³ behandeltes Wasser. Zur Abscheidung von 1 kg CSB liegt der Energieverbrauch bei 0,65 – 0,8 kWh.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Membranbehandlung kann sowohl in neuen als auch in bestehenden Fabriken eingeführt werden. Für erfolgreiche Anwendungen sind eine Vorbehandlung einschließlich Faserabscheidung, die Zugabe von Chemikalien, ausreichende Lagerkapazitäten und Pilotversuche mit dem zu behandelnden Abwasser von entscheidender Bedeutung. Die Behandlung der Konzentrate aus der Ultrafiltration ist für die Anwendung dieser Technik wesentlich. Das Fehlen eines Rindenkessels zur Verbrennung der Konzentrate kann die Verwendung der Ultrafiltration in anderen Fabriken begrenzen. Größere Mengen Natrium in den gefilterten Konzentraten können die Sinterung des Sands von Wirbelschicht-Rindenkesseln verursachen und den Kesselbetrieb zum Stillstand bringen.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Investitionskosten pro Tonne abgeschiedenem CSB waren im Jahr 1994 ungefähr so hoch wie für die Belebtschlammanlage. Nachstehend sind die spezifischen Verbrauchszahlen (m³ behandeltes Wasser) und die laufenden Kosten im Jahr 2009 aufgeführt:

- Energieverbrauch: 0,10 Euro/m³ (2 kWh/m³);
- Kosten für Chemikalien: 0,15 Euro/m³;
- Energiekosten im Rindenkessel: 0,03 Euro/m³;
- Kosten für Membranen und das Auswechseln der Membranen: 0,10 Euro/m³;
- Personalkosten: 0,03 Euro/m³ (0,5 Arbeiter pro Schicht und 2,5 Arbeiter jährlich).

Wichtiger Grund für die Einführung

Der wichtigste Grund für die Einführung ist die Umweltschutzgesetzgebung für Sulfitzellstofffabriken in Bezug auf die Freisetzung organischer Stoffe in Gewässer. Die Fabrikbetreiber betrachten die Maßnahme als wichtiges Verfahren zur Verringerung des CSB, der in das aufnehmende Gewässer eingetragen wird.

Anlagenbeispiele

Die Fabrik Nymölla (SE) behandelt die Abwässer der Bleichanlage per Membranbehandlung. Eine andere UF-Anwendung ist die Domsjö Fabriker AB (SE), siehe Abschnitt 4.3.9.

Referenzliteratur

[278, Wickstroem 1997], [279, TNO 1999], [280, Wickstroem 2009].

4.3.13 Eindampfung von Abwässern aus der Heiß-Alkaliextraktionsstufe und Verbrennung der Konzentrate in einem Sodakessel

Diese Technik ist hauptsächlich bei Chemiezellstofffabriken und Sulfitzellstofffabriken anwendbar, die Zellstoff für chemische Anwendungen herstellen. Für einige andere Fabriken (z. B. Herstellung von chemisch-mechanischem Holzstoff) könnte diese Technik ebenfalls in Betracht gezogen werden.

Beschreibung

Diese Technik, die zur Verringerung schlecht biologisch abbaubarer organischer Stoffe, die von der Bleichanlage freigesetzt werden, angewendet wird, besteht aus einer Eindampfanlage, einem Sodakessel, der mit einem Schlauchfilter zur Entstaubung ausgestattet ist und einem Schmelzlöser.

Nach dem Kochen der Hackschnitzel ist ein gewisser Restligningehalt unvermeidbar. Das Restlignin kann durch eine Änderung der Kochbedingungen nicht entfernt werden. Durch erweitertes Kochen würde zum Beispiel die Zellstoffausbeute gesenkt und eine unerwünschte Verringerung des Polymerisationsgrads der Cellulose verursachen. Daher muss die Delignifizierung des Restlignins durch selektiv wirksame Bleichmittel erfolgen. Die Bleiche könnte als Fortsetzung des Aufschlusses verstanden werden, der hauptsächlich in der Kochanlage stattfindet. Normalerweise besteht die Bleiche aus mehreren Stufen (siehe Abschnitt 4.1.3.4). Zwischen die Bleichstufen werden Waschfilter geschaltet, die die verbrauchten Chemikalien und die vom Zellstoff stammenden gelösten Reaktionsprodukte abscheiden. Nur Zellstofffabriken, die Viskosezellstoff und Spezialzellstoff für chemische Anwendungen herstellen, betreiben eine alkalische Extraktionsstufe zur Fortführung der Delignifizierung und zur Extraktion von Hemicellulose. Nach der alkalischen Extraktion wird das Restlignin durch Anwendung einer oder mehrerer Bleichstufen entfernt.

Die Technik wird anhand eines Beispiels, der Chemiezellstofffabrik Lenzing AG (AT), erläutert. Die Fabrik verwendet in der ersten Linie die Bleichsequenz E – O/P – Z – P und in der zweiten Linie E/O/P – Z – P. Für die zur Beschreibung der Bleichsequenzen verwendeten Abkürzungen wird auf Abschnitt 3.1.7 verwiesen. Hier stehen nur zwei dieser Sequenzen in Zusammenhang mit der erörterten Technik: „E“, was für eine Extraktionsstufe unter Verwendung von Natriumhydroxid (NaOH) steht und „E/O/P“, was Extraktionsstufe unter Einsatz von Natriumhydroxid mit der anschließenden Zugabe von gasförmigem Sauerstoff und einer Wasserstoffperoxidlösung als Verstärkungsmittel bedeutet. Die anderen Abkürzungen bezeichnen die folgenden Ozon- und Peroxidbleichstufen.

In beiden Linien verbessert die alkalische Extraktion die Delignifizierung des Restlignins. Für die Herstellung von Viskosezellstoff ist neben einem geringen Restligningehalt ein hoher Anteil an Alphacellulose erforderlich (α -Cellulose ist der Teil eines cellulosischen Stoffs, der in einer

17,5 %igen Natriumhydroxidlösung bei 20 °C unter spezifizierten Bedingungen nicht löslich ist). Um diesen spezifizierten α -Cellulosegehalt zu gewährleisten, wird eine Heiß-Alkaliextraktion angewendet (die mit einer Sauerstoff- und Peroxidbehandlung kombiniert werden kann). Die Extraktion löst nicht nur die in Natriumhydroxid löslichen Ligninverbindungen,

sondern auch niedermolekulare Hemicellulose und Harz- und Fettsäuren, die dann in den Waschfiltern entfernt werden. Die Heiß-Alkaliextraktion stellt eine wichtige Quelle für die CSB-Fracht aus der Bleichsequenz dar. Aufgrund des hohen Restligningehalts ist das Abwasser aus der Heiß-Alkaliextraktionsstufe in Belebtschlammanlagen nicht leicht biologisch abbaubar. Deshalb werden diese Abwässer zuerst konzentriert und dann in einem Sodakessel verbrannt (siehe Abbildung 4.43).

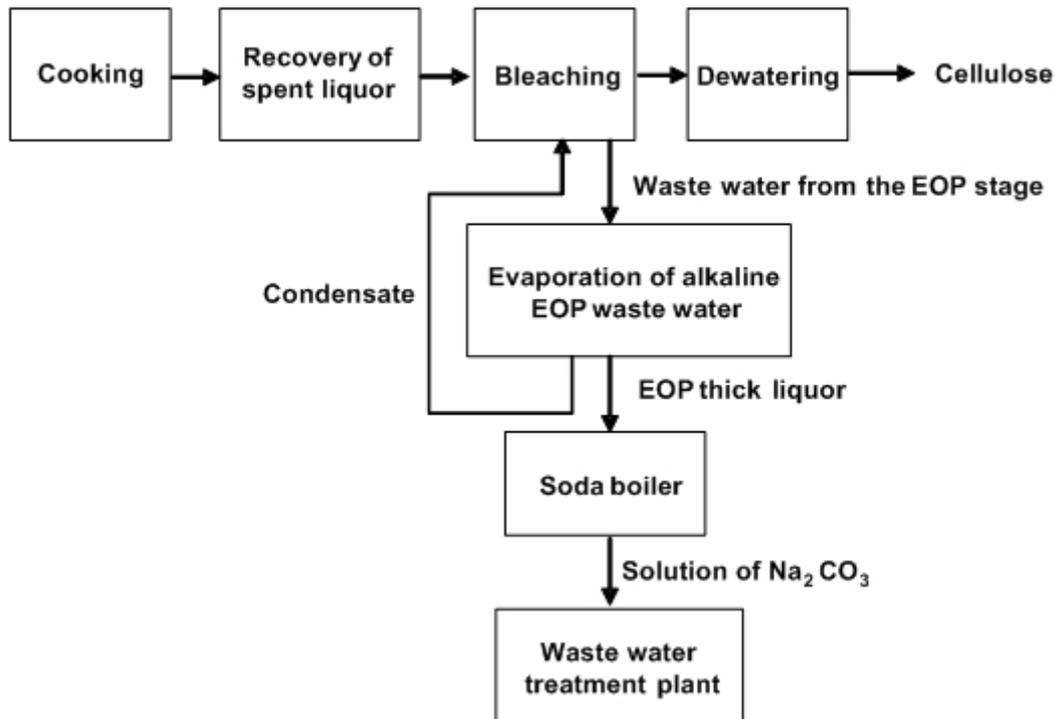


Abbildung 4.43: Vereinfachtes Schema der Eindampfung und Verbrennung der EOP-Abwässer

Die Eindampfanlage konzentriert das Abwasser der EOP-Stufe zuerst mittels einer dreistufigen Vakuumanlage auf einen Trockensubstanzgehalt (DS) von circa 50 %, gefolgt von einem Konzentrator, der einen Trockensubstanzgehalt von 70 % DS erzielt. Das Konzentrat wird im EOP-Dicklaugentank zwischengelagert und dann zur Verbrennung dem Sodakessel zugeführt. Die österreichische Beispielfabrik hat kürzlich eine neue Eindampfanlage erworben, die auf dem Prinzip der Verdichtung von Abluft basiert. Die neue Eindampfanlage konzentriert pro Stunde 130 Tonnen Dünnlauge (EOP-Abwasser) auf eine Konzentration von 4,5 % DS. Dann wird pro Stunde eine Menge von ungefähr 13 t dieser Lauge (mit 4,5 % DS) auf ungefähr 49 % DS konzentriert und dann einem Konzentrator zugeführt, der weitere 20 % des Wassers extrahiert. Einer der Konzentratoren wird kontinuierlich in einem Spülmodus betrieben, während zwei weitere Einheiten das verbleibende Wasser aus der Lauge eindampfen. Alle Verdampfer sind Plattenfallstromverdampfer. Die Endkonzentration der EOP-Dicklauge beläuft sich auf circa 70 % DS.

Die organischen Bestandteile der konzentrierten Lauge werden in einem Sodakessel (Schmelzkammerkessel) verbrannt, der außerdem Natriumhydroxid (NaOH) in Natriumcarbonat (Na_2CO_3) umwandelt. Um die erforderliche Verbrennungstemperatur von circa 1 000 °C, die den Schmelzfluss gewährleistet, beständig zu erzielen, wird Erdgas als Zusatzbrennstoff zugegeben. Bei maximalen Lastbedingungen werden ungefähr 1 000 Nm^3 Erdgas pro Stunde benötigt. Das heiße Rauchgas erzeugt einen heißen Druckdampf mit 90 bar und 480 °C im Kessel. Der Dampferzeuger kann auch nur mit Erdgas gespeist werden, womit dann nur 50 % der normalen Dampferzeugung möglich sind. Die aktuelle Last des Sodakessels beträgt 8,3 Tonnen Dicklauge (ofentrocken) pro Stunde (maximale Kapazität: 11,3 Tonnen Dicklauge pro Stunde). Die Heizflächen im Kessel werden regelmäßig mit dampfbetriebenen Rußbläsern gereinigt. Das während der Verbrennung erzeugte Kohlendioxid geht in Natriumcarbonat über. Die konzentrierte EOP-Dicklauge wird auf 120 °C vorerwärmt, bevor sie in die Verbrennungskammer gelangt. Circa 60 % des während der Verbrennung erzeugten Natriumcarbonats sammelt sich als Schmelze am Boden des Feuerraums. Von da wird sie dem Schmelzeauflösetank zugeführt. Das verbleibende Na_2CO_3 wird mit dem Rauchgas freigesetzt und als Staub und Asche an den Trichtern der Vorwärmer und im Schlauchfilter zurückgewonnen. Die abgeschiedene Asche und der abgeschiedene Staub werden in einen Ascheauflösetank transportiert. Sowohl der Schmelzeauflösetank und der Ascheauflösetank sind mit Rührwerken ausgestattet. Die Sodalösung aus dem Schmelzeauflösetank wird zur Neutralisierung von sauren Abwasserströmen aus der Vikoseproduktion verwendet. Die im Auflösetankbereich erzeugten

Dämpfe werden erfasst und mit dem Rauchgas zusammengeführt, bevor sie in die Schlauchfilter geleitet werden.

Unter normalen Betriebsbedingungen werden folgende NO_x-Emissionswerte des Sodakessels gemessen:

circa 310 mg NO _x /Nm ³ (periodische Messung)	(Grenzwert: NO _x : 350 mg/Nm ³); circa
1 mg Staub/Nm ³ (kontinuierlich gemessen)	(Grenzwert: Staub: 15 mg/Nm ³); circa
22 mg CO/Nm ³ (kontinuierlich gemessen)	(Grenzwert: CO: 125 mg/Nm ³).

Alle Werte beziehen sich auf normale Betriebsbedingungen und einen Bezugssauerstoffgehalt von 5 %. Es werden fast keine SO₂-Emissionen gemessen, da die Brennstoffe keine schwefelhaltigen Bestandteile enthalten. Die aktuellen Grenzwerte für den Sodakessel sind in Klammern angegeben. Staub, CO und O₂ werden kontinuierlich am vorhandenen Sodakessel gemessen. NO_x wird einmal alle drei Jahre gemessen. Bei dem kürzlich angeschafften neuen Sodakessel umfasst die Überwachung auch die kontinuierliche Messung von NO_x. Die niedrigen Staubwerte weisen sehr geringe Schwankungen auf. Um CO-Spitzen zu vermeiden, wird der Brenner zweimal wöchentlich während einer kurzen Abschaltung der Verbrennung auf unerwünschte Schlackeablagerungen geprüft.

Erreichter Umweltnutzen

Der Zweck der Eindampfung und Verbrennung im Sodakessel ist die Erzeugung von Dampf aus organischen Stoffen, die im Zellstoffherstellungsverfahren entstehen, und die gleichzeitige Eliminierung eines Großteils der organischen Fracht der Bleichanlagenabwässer. Die am Boden des Sodakessels erzeugte Sodalösung wird verwendet, um die sauren Abwasserströme vor der biologischen Behandlung zu neutralisieren. Die in die Luft freigesetzten Emissionen aus dem Sodakessel bestehen aus CO und NO_x, welche bei jedem Verbrennungsprozess entstehen. Die Staubemissionen sind sehr gering, weil Schlauchfilter eingesetzt werden.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Der Sodakessel wird drei- bis viermal pro Jahr angehalten, um die Schmelzkammer zu reinigen. MgO-Ablagerungen, die schwieriger aufzuschmelzen sind, könnten den Schmelzprozess negativ beeinflussen. Während der Lebensdauer des Beispielkessels traten kleinere lokale Explosionen auf, die jedoch kontrolliert werden konnten.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die CSB-Konzentration des EOP-Abwassers beträgt circa 10 g/l. Der Energieverbrauch für die sich aktuell in Betrieb befindliche Eindampfung (dreistufige Vakuumanlage) beträgt circa 7,6 kWh_e/m³ Abwasser und 130 kWh_{th}/m³ Abwasser bzw. insgesamt 137,6 kWh/m³ EOP-Abwasser. Die kürzlich erworbene Eindampfanlage (Verdichtung von Abluft) benötigt circa 21,8 kWh_e m³ Abwasser und 20,2 kWh_{th}/m³ EOP-Abwasser bzw. insgesamt 42 kWh/m³ EOP-Abwasser.

Der Brennstoffverbrauch für die „Verbrennung“ (Zusatzbrennstoff) des Konzentrats nach dem Eindampfen beträgt ungefähr 46 kWh/m³ Dicklauge. Die erzeugte Wärme aus der Verbrennung der EOP-Dicklauge zusammen mit Gas als Zusatzbrennstoff beträgt 113 kWh/m³, womit ein Wirkungsgrad von 90 % erreicht wird.

Das erzeugte Soda wird zur Neutralisierung des Abwassers der gesamten Fabrik verwendet. Es kann auch in den Handel gebracht werden. Vom Sodakessel sollten Emissionen in die Luft, hauptsächlich NO_x, berücksichtigt werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Technik kann sowohl in neuen als auch in bestehenden Fabriken eingeführt werden. Eine Alternative zur Verbrennung der Konzentrate aus der Eindampfung im Sodakessel kann die Lieferung dieses Materials an eine Sulfatzellstofffabrik in der Nähe sein, in der das Konzentrat als alternativer Rohstoff (Biomasse und Zusatz-NaOH) im Ablaugekessel verbrannt werden kann. Bei Fabriken, die Chemiezellstoff für die

Textilindustrie herstellen, in denen das Abwasser hauptsächlich aus leicht biologisch abbaubarer Hemicellulose und kurzen Cellulosemolekülketten besteht, ist als alternative Technik die Behandlung des Abwassers in einer mehrstufigen biologischen Behandlungsanlage (kombinierte anaerobe und aerobe Behandlung) möglich.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Es ist schwierig, für diese Technik genaue Zahlen für die Kosten anzugeben. Die geschätzten Kosten belaufen sich für eine neue Eindampfanlage für eine Fabrik mittlerer Größe auf 16 Millionen Euro und für einen Sodakessel auf circa 18 Millionen Euro, was insgesamt Kosten von circa 34 Millionen Euro für die gesamte technische Ausrüstung ergibt. Die Kosten könnten auch 30 – 50 % höher sein.

Die Betriebskosten bei der Beispielfabrik betragen mit der aktuellen Ausrüstung (alte Eindampfer und alter Kessel) ungefähr 4,35 Euro/m³ Abwasser und mit den alten Eindampfern sowie einem neuen Kessel 2,70 Euro/m³ Abwasser. Durch die neuen Eindampfer werden die Betriebskosten gesenkt werden. Diese Kostendaten sollten als eine sehr grobe Schätzung der tatsächlichen Kosten angesehen werden, die von den spezifischen technischen Eigenschaften der entsprechenden Fabrik abhängen.

Wichtiger Grund für die Einführung

Ein wichtiger Grund für die Einführung dieser Technik ist die Umweltschutzgesetzgebung für Sulfitzellstofffabriken in Bezug auf die Freisetzung organischer Stoffe in Gewässer. Die Beispielfabrik leitet ihre Abwässer in ein empfindliches Gewässer ein. Die zulässigen Grenzwerte für die organische Fracht (CSB/Tag), die in den Fluss eingeleitet wird, sind relativ streng und machen zusätzliche Maßnahmen in der vorhandenen Belebtschlammbehandlungsanlage notwendig. Die Fabrikbetreiber betrachten diese Maßnahme als wichtiges Verfahren zur Verringerung der CSB-Fracht, die in das aufnehmende Gewässer eingetragen wird.

Anlagenbeispiele

Lenzing AG (AT), Tembec Tartas (FR), Borregaard (NO).

Referenzliteratur

[217, Lenzing 2009], [218, Karlsen 2008].

4.3.14 Verwendung von Notfall- und Puffertanks für konzentrierte Flüssigkeiten

Siehe Abschnitt 3.3.12.

4.3.15 Anaerobe Behandlung der Kondensate und der hohen CSB-Fracht im Abwasser der Bleichanlage

Beschreibung

Siehe Abschnitt 2.9.11.2.2.

Erreichter Umweltnutzen

Durch die anaerobe Vorbehandlung wird die organische Schmutzfracht des Abwassers verringert, der entstehende Überschussschlamm wird im Vergleich zur alleinigen aeroben Behandlung reduziert und der Energiegehalt, der der organischen Schmutzfracht innewohnt, wird genutzt (Biogaserzeugung).

Umweltleistung und Betriebsdaten

In Abbildung 4.44 sind die gemessenen CSB-Frachten, die geeignete Behandlung sowie die erreichten Reinigungsleistungen für die Hauptabwasserquellen einer Sulfitzellstofffabrik angegeben. Das Strippen

des SO₂ aus dem Kondensat ist vorteilhaft, weil höhere SO₂-Konzentrationen den biologischen Prozess stören würden.

Durch Strippung verunreinigter Kondensate und durch Wiederverwendung von Kondensaten im Prozess werden der Frischwasserbedarf einer Fabrik und die organische Belastung der Anlage zur Abwasserbehandlung reduziert. In einer Strippkolonne wird Dampf in Gegenstromrichtung durch zuvor gefilterte Prozesskondensate, die reduzierte Schwefelverbindungen, Terpene, Methanol und andere organische Verbindungen enthalten, geführt. Die im Kondensat enthaltenen flüchtigen Stoffe sammeln sich im Kopfdampf als nicht kondensierbare Gase sowie in Form von Methanol an und werden aus dem System entfernt. Die abgetrennten nicht kondensierbaren Gase aus den am stärksten konzentrierten Kondensaten werden dem System zum Sammeln von Starkgasen zugeführt und verbrannt. Abgetrennte Gase aus mäßig verschmutzten Kondensaten werden im System für Gase, werden im LVHC-System (Low Volume High Concentration), gesammelt und verbrannt.

Die Unterschiede in Bezug auf die CSB-Fracht des Kondensats bei Weichholz und Hartholz sind sehr gering.

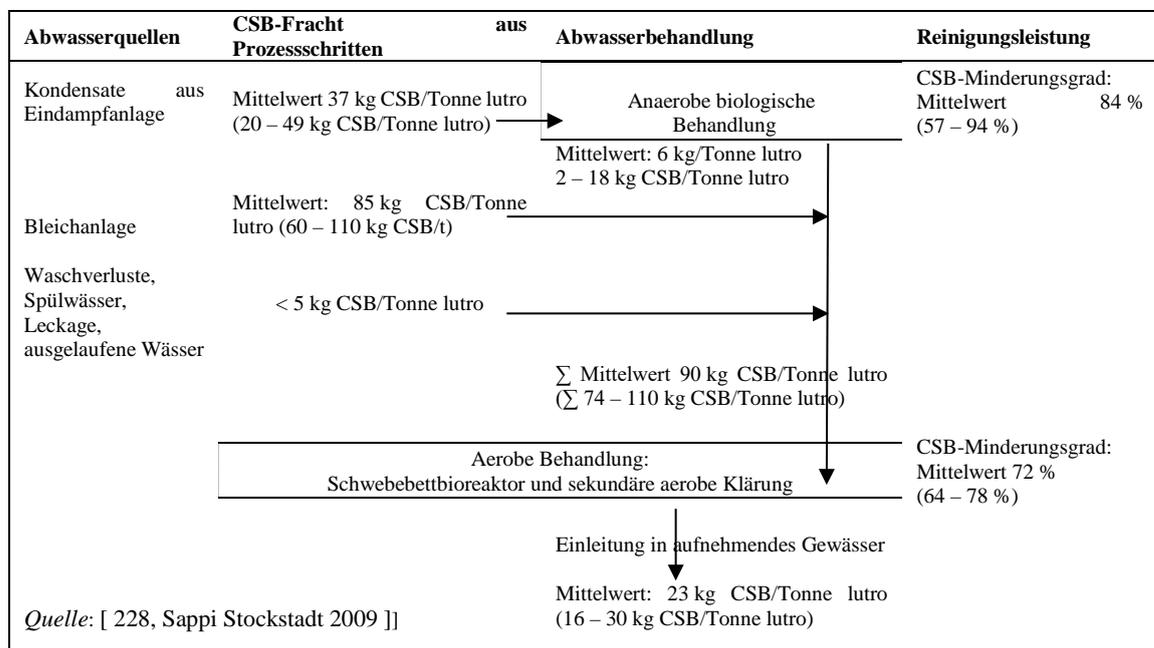


Abbildung 4.44: Beispiel für die organische Belastung und die Reinigungsleistungen durch die anaerobe und aerobe Abwasserbehandlung bei Sappi Fine Paper Europe

Um eine stabile und konstante Leistung der Behandlungsanlage zu erreichen, ist es von Vorteil folgende Parameter zu kontrollieren: den CSB-Zulauf, der so stabil wie möglich sein sollte (dies wird durch die Abwasserrückführung verbessert), eine gleichmäßige Abwassertemperatur und gleichmäßige pH-Werte, die Kontrolle organischer Säuren und Calcium (vorzugsweise Ca <200 mg/l) und die ausreichende Nährstoffzufuhr (N und P), zur Versorgung der Biomasse.

Die CSB-Reinigungsleistungen der anaeroben Behandlung belaufen sich auf circa 85 %. Die Behandlungsleistung der aeroben Behandlung der restlichen Abwässer der Fabrik erzielen eine Verringerung der CSB-Fracht um 55 % bis 72 %. Abhängig von den prozessintegrierten Maßnahmen vor der Abwasserbehandlung und der spezifischen Konzeption der Delignifizierungs- und Bleichstufen, können Endabwasserlasten von 15 – 25 kg CSB/t erzielt werden.

In der Beispielfabrik aus Abbildung 4.44 liegt der Schlammanfall im Bereich von 0,01 – 0,05 kg organischer Trockensubstanz/kg abgebautem CSB.

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Diese Technik kann sowohl in neuen als auch in bestehenden Fabriken eingeführt werden.

Die Kondensate aus der Eindampfung von Schwachlauge aus Sulfitfabriken enthalten relativ hohe Konzentrationen leicht biologisch abbaubarer organischer Stoffe. Sie können in einer separaten anaeroben Behandlungsanlage wirksam behandelt werden. Einige Fabriken behandeln auch Abwässer aus der Bleichanlage mit hoher CSB-Fracht in der anaeroben Anlage. Für diese Option müssen jedoch vorher Pilotversuche zur Bewertung möglicher Hemmwirkungen oder Störungen für die aktive anaerobe Biomasse durchgeführt werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Daten verfügbar.

Wichtiger Grund für die Einführung

Reduktion der CSB-Frachten.

Anlagenbeispiele

Mehrere Fabriken in AT, DE, FR und PT haben diese Technik angewendet.

Referenzliteratur

[228, Sappi Stockstadt 2009]

4.3.16 Aerobe biologische Abwasserbehandlung**Beschreibung**

Siehe Abschnitt 2.9.11.2.1.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung der Emissionen organischer Stoffe (CSB, BSB), AOX, Phosphor, Stickstoff und Komplexbildner in Gewässer.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die aerobe biologische Behandlung von Abwässern aus Sulfitzellstofffabriken, wie zum Beispiel die Belebtschlammbehandlung, ist seit über 20 Jahren erfolgreich im Einsatz. Die vier untenstehenden Beispiele enthalten auf praktischen Erfahrungen beruhende Einzelheiten. Viele Behandlungssysteme sehen Maßnahmen vor, um Spitzenzuflüsse vom normalen Zulauf zu trennen und so einen gleichmäßigen Betrieb zu erreichen. Wenn CSB-Spitzenkonzentrationen oder ungewöhnliche Schwankungen bei der Temperatur und der hydraulischen Belastung im Zulauf festgestellt werden, wird der auftretende Abwasserteilstrom in ein Havarie- oder Ausgleichsbecken geleitet, wo er zwischengespeichert und schrittweise dem Hauptabwasserstrom zugeführt wird. Dieses Konzept führt zu relativ geringen Schwankungen bei den Emissionen und einer kontinuierlich hohen Leistungsfähigkeit der Behandlungsanlage.

Der Stromverbrauch bei der Belebtschlammbehandlung liegt im Bereich von 1,2 – 2 kWh/kg abgebautem BSB (Belüftung und Pumpen). Der Schlammanfall bei der Belebtschlammbehandlung liegt im Bereich von 0,4 – 0,7 kg DS/kg abgebautem BSB [1, Finnish BAT Report, 1997].

Die Leistung der Behandlungsanlagen unterscheidet sich in einem gewissen Ausmaß abhängig von der Art der behandelten Abwässer sowie der Auslegung, dem Betrieb, der Wartung und der Steuerung der Anlage. Mit den folgenden vier Beispielen werden die unterschiedlichen umgesetzten Konzepte und die erzielten Vorteile für den Umweltschutz verdeutlicht.



i) Produktion

120 000 Tonnen Magnesiumbisulfitzellstoff lufttrocken pro Jahr, 355 000 Tonnen gestrichenes Feinpapier.

ii) Wesentliche behandelte Abwässer

Die CSB-Fracht aus der Zellstoffherstellung trägt zu mehr als 95 % zur gesamten CSB-Fracht des Abwasserzulaufs bei. Der Rest der CSB-Fracht von weniger als 5 % entsteht durch die Papierherstellung. Die folgenden Abwasserströme werden behandelt: Bleichanlagenabwässer (vorgeklärt) einschließlich Waschverlusten, Eindampfkondensate, Entschwefelungsabwasser und das Papierfabrikabwasser (vorgeklärt).

iii) Zustrom und organische Fracht

Die Zellstofffabrik erzeugt insgesamt eine Abwassermenge von circa 38 m³/Tonne lutro (Bleichanlage: 28 m³/Tonne lutro, Eindampfung: 6 m³/Tonne lutro, Entschwefelung: 4 m³/Tonne lutro). Die Papierfabrik verursacht eine ungefähre Abwassermenge von 17 m³/t Papier. Die CSB-Fracht der Zellstofffabrik beträgt insgesamt 134 kg CSB/Tonne lutro (Bleichanlage: 89 kg CSB/Tonne lutro, Eindampfen: 42 kg CSB/Tonne lutro, Entschwefelung: 3 kg CSB/Tonne lutro). Die CSB-Fracht der Papierfabrik beläuft sich auf 6 kg/t (Mittelwert 2008).

iv) Art der Behandlung

Die vorgeklärten Abwässer der Papierfabrik und der Zellstofffabrik (mit Ausnahme der Abwässer der Entschwefelung) werden über verschiedene Rohre in einen Puffertank mit einem Fassungsvermögen von 6 000 m³ gepumpt. Die UASB-Reaktoren (5 Reaktoren mit einem Fassungsvermögen von jeweils 816 m³) werden aus diesem Puffertank gespeist (siehe Abbildung 4.45). Die Belebtschlammanlage mit ihren drei aeroben Reaktoren mit einem Fassungsvermögen von jeweils 6 000 m³ und vier Mikrofiltrationseinheiten zur Abscheidung von AFS und Schlamm nimmt die Abwässer der anaeroben Stufe und das Abwasser aus dem Entschwefelungsprozess auf. Das Abwasser der Papierfabrik kann teilweise direkt zu den aeroben Reaktoren umgeleitet werden, um so die hydraulische Verweilzeit in den anaeroben Reaktoren zu erhöhen. Die Mikrofiltrationseinheiten bestehen aus einer Trommel, die von einem Gewebe mit einer Porengröße von 100 µm bedeckt ist. Sie erzielen AFS-Werte weit unter 30 mg/l. 2009 erfolgte die Nachrüstung der ehemaligen Flotationseinheiten (von denen zwei noch immer in Betrieb sind). In der näheren Zukunft werden die Flotationseinheiten nur noch als Reservesysteme dienen.

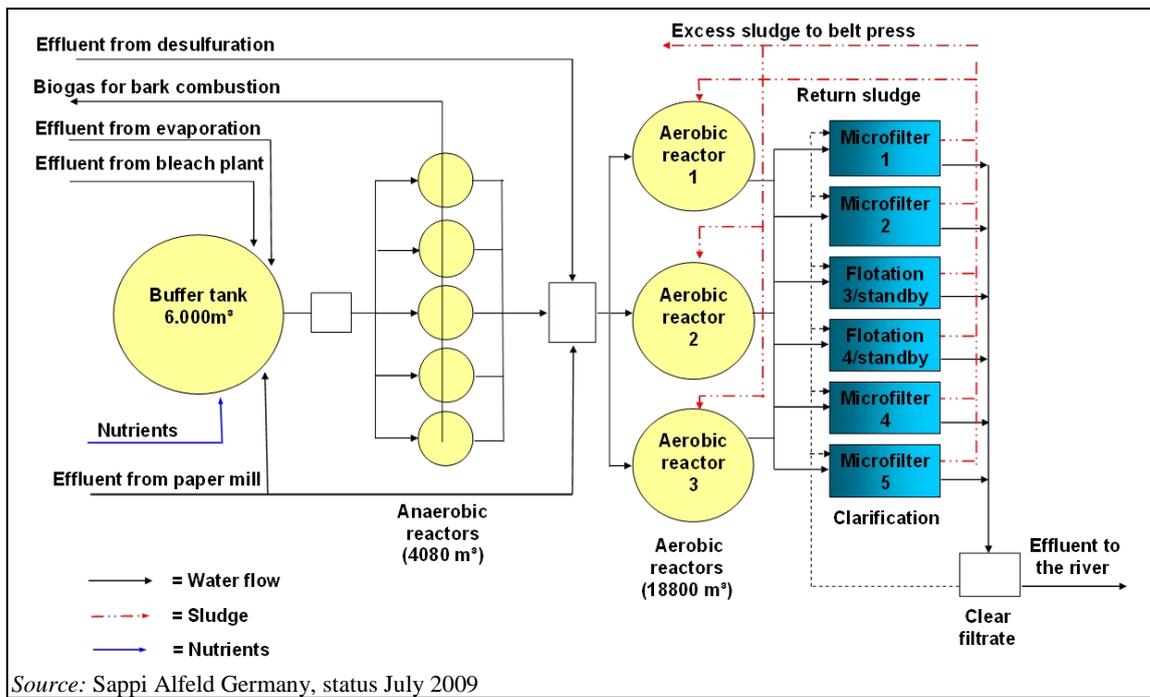


Abbildung 4.45: Verfahrensschema der Abwasserbehandlungsanlage einer integrierten Zellstoff- und Papierfabrik, die Magnesiumbisulfitzellstoff herstellt

v) Wesentlicher Auslegungsparameter

Die mittlere CSB-Fracht der anaeroben Stufe beträgt circa 11 kg/m³ pro Tag, was eine typische Zahl für einen UASB-Reaktor nach dem neuesten Stand der Technik darstellt. Die mittlere BSB-Schlammfracht des aeroben Verfahrens liegt unter

0,15 kg/kg abfiltrierbarer Stoffe pro Tag, womit ein guter Wert für eine aerobe Behandlung erreicht wird.

Tabelle 4.18: Organische Fracht der biologischen Abwasserbehandlungsanlage

Parameter organische Fracht	Anaerobe Stufe		Aerobe Stufe		
	t/Tag	kg/m ³ ·Tag	kg/m ³ ·Tag	kg/kg AFS	kg/kg AFS
Mittelwert CSB-Fracht	43,36	10,63	29,11	1 549	0,34
Maximum	52,03	12,75	34,94	1 858	0,41
Mittelwert BSB-Fracht	16,243,98		9,12	0,485	0,11
Maximum	19,494,78		10,95	0,582	0,13

Schlammfracht = ~ Nahrung/Biomasse oder kg BSB/kg AFS Tag

vi) Dosierung der Nährstoffe (N und P)

Eine Ammoniak-Phosphatlösung wird zum Eindampfabwasser hinzudosiert. Dies wird durch N- und P-Tests der 24-Stunden-Abwasserprobe kontrolliert.

vii) Energieverbrauch

Der Energieverbrauch im Abwasserbehandlungsprozess liegt bei circa 0,9 kWh/kg abgebautem CSB.

viii) Überwachung

Gemäß der zuständigen Behörde müssen folgende Parameter überwacht werden: Wasservolumenstrom, Wassertemperatur, Trübung, pH-Wert und O₂-Gehalt kontinuierlich; CSB, P, N und ASF täglich und BSB wöchentlich, alle mittels 24-Stunden-Mischproben.

ix) **Reinigungsleistung**

CSB: 82 %; BSB: 98 %.

x) **Angaben zur Wirtschaftlichkeit**

Die Gesamtinvestitionen für das biologische Abwasserbehandlungssystem einschließlich der Ausrüstung zur Schlamm entwässerung und -trocknung beläuft sich auf circa 18 Millionen Euro (berechnet für eine neue Anlage bei aktuellen Preisniveaus). Die gesamten Betriebskosten belaufen sich auf circa 0,5 Euro/m³, ohne Abwassergebühren und Kosten für die Abfallentsorgung.

xi) **Maßnahmen zur Gewährleistung eines stabilen und gleichmäßigen Betriebs**

Die Abwasserbehandlungsanlage entspricht dem neuesten Stand der Technik und verfügt über ein Datensteuerungssystem. Reserveflotationseinheiten können im Falle eines Ausfalls das Abwasser von zwei Mikrofiltern übernehmen. Der Puffertank nimmt Abwasserspitzen auf. Für Notfälle befindet sich auf dem Gelände der Zellstofffabrik ein Becken, das das Volumen des größten Säuretanks aufnehmen kann. Bei einem Brand wird das Oberflächenwasser in einem separaten Hochwasserrückhaltebecken gelagert. Die Anlage wird per 24-Stunden-Schichtüberwachung überwacht. Dieses Konzept führt zu einer kontinuierlich hohen Leistung der Behandlungsanlage.

xii) **Schlammfall und -behandlung**

Der überschüssige biologische Schlamm wird zusammen mit dem Schlamm aus der primären Klärung entwässert und dann in einem Schlamm Trockner bis zu einem Trockensubstanzgehalt von 85 % getrocknet. Der getrocknete Schlamm wird im Rindenkessel verbrannt.

xiii) **Erreichte Umwelleistung**

In Tabelle 4.19 sind die erzielten Konzentrationen und Frachten sowohl als Jahres- und Monatsmittelwerte dargestellt. Die Werte für CSB und abfiltrierbare Stoffe wurden anhand von Tagesmischproben ermittelt. Die Gesamtwerte für den N- und P-Gehalt wurden ebenfalls anhand von Tagesmischproben bestimmt. Der BSB₅-wert wird einmal pro Woche ermittelt.

Die AOX-Werte liegen weit unter dem deutschen Grenzwert für AOX. Aus diesem Grund wird die AOX-Konzentration nur einmal pro Monat von der zuständigen Behörde gemessen.

Tabelle 4.19: Monats- und Jahresmittelwerte für die Einleitungen einer integrierten Magnesiumbisulfidzellstofffabrik nach der biologischen Behandlung

Monat 2008	Zellstoffproduktion (Tonne lutro/Tag)	ulaufendes CSB (nur Zellstoff)		Gemessene Konzentrationen als Monatsmittelwerte nach der biologischen Behandlung und berechnete spezifische Frachten (Zellstoff und Papier)/Tonne Zellstoff lutro					
		Volumenstrom (m ³ /t)	Fracht (kg CSB/Tonne lutro)	CSB (mg/l)	CSB (kg/Tonne lutro)	BSB ₅ (mg/l)	BSB ₅ (kg/Tonne lutro)	AFS (mg/l)	AFS (kg/Tonne lutro)
Jan	348	34	128	242	21	12	1,0	45	4
Feb	355	34	126	247	21	9	0,7	56	5
März	316	37	133	298	26	15	1,3	117	10
April	312	38	126	239	22	11	1,0	37	3
Mai	288	36	110	268	24	12	1,2	56	3
Juni	325	37	119	244	23	10	0,9	27	3
Juli	336	37	126	272	26	14	1,3	33	3
Aug	304	39	134	242	24	11	1,0	37	4
Sep	305	37	139	238	23	8	0,8	37	4
Okt	310	37	140	302	28	11	1,0	87	8
Nov	305	40	136	286	27	11	1,1	101	10
Dez	252	48	135	258	27	13	1,4	72	7
Jahresmittelwert (Zellstoff & Papier)	313	38	129	261	24	11	1,1	59	5
Zellstoffanteil, siehe xiv	313	38	129		21		0,3		1,6

In Tabelle 4.20 sind die Tagesmittelwerte für einen typischen Monat für die gleiche Fabrik angegeben.

Tabelle 4.20: Tagesmittelwerte für die Einleitungen einer integrierten Magnesiumbisulfidzellstofffabrik nach der biologischen Behandlung

Tage im April 2008	Zellstoffproduktion (Tonne lutro/Tag)	Zulaufendes CSB (nur Zellstoff)		Gemessene Konzentrationen als Tagesmittelwerte nach der biologischen Behandlung und berechnete spezifische Frachten (Zellstoff und Papier)/Tonne Zellstoff lutro					
		Volumenstrom	Fracht (kg CSB/Tonne)	CSB (mg/l)	CSB (kg/Tonne)	BSB ₅ (mg/l)	BSB ₅ (kg/Tonne)	AFS (mg/l)	AFS (kg/Tonne)
1. Apr.	354	33	106	281	24			31	3
2. Apr.	348	34	99	197	16	6,7	0,5	22	2
3. Apr.	322	34	112	171	15			30	3
4. Apr.	316	38	122	188	18			39	4
5. Apr.	311	38	150	251	23			39	4
6. Apr.	321	37	146	324	28			61	5
7. Apr.	305	36	98	288	27			56	5
8. Apr.	328	34	106	197	17			43	4
9. Apr.	294	37	102	196	19	12,0	1,1	43	4
10. Apr.	241	43	119	174	20			32	4
11. Apr.	256	50	163	185	22			44	5
12. Apr.	273	42	151	235	24			55	6
13. Apr.	300	43	158	269	26			69	7
14. Apr.	332	37	145	309	27			66	6
15. Apr.	370	33	127	290	22			28	2
16. Apr.	380	33	131	267	21	10,7	0,8	33	3
17. Apr.	370	33	119	276	23			20	2
18. Apr.	370	38	117	256	20			21	2
19. Apr.	364	33	121	276	22			32	2
20. Apr.	332	34	97	240	20			21	2
21. Apr.	311	32	84	205	20			48	5
22. Apr.	311	40	132	224	23			66	7
23. Apr.	311	40	155	251	24	12,9	1,2	29	3
24. Apr.	316	37	153	281	26			27	2
25. Apr.	348	34	140	309	27			29	3
26. Apr.	354	35	122	266	23			17	1
27. Apr.	338	37	121	220	20			25	2
28. Apr.	316	41	120	185	18			35	3
29. Apr.	295	41	129	175	18			31	3
30. Apr.	268	42	147	204	23	10,6	1,2	26	3
Monatsmittelwert (Zellstoff und Papier)	322	37	126	240	22	10,6	1,0	37	3,6
*Zellstoffanteil, siehe xiv	322	37	126		19		0,3		0,9

xiv) Probenahme, Analyse und Datenauswertung

Die Abwasserfracht der Papierfabrik ist in allen Zahlen der Tabellen inbegriffen. In Bezug auf den CSB kann der Anteil der Zellstofffabrik (siehe * in Tabelle 4.19) an den Monatsmittelwerten geschätzt werden, indem 3 kg CSB/Tonne lutro aus der Papierherstellung vom Gesamtabwasser abgezogen werden. Nach der Behandlung entspricht die CSB-Fracht dieser Papierfabrik (im Mittel) ungefähr

1,1 kg/Tonne Papier lutro. Auf einer Berechnungsgrundlage von 350 000 t Papier im Jahr 2008 ergibt dies 424 t CSB, die nur durch die Papierherstellung verursacht werden. Diese Fracht wird von der Gesamt-CSB-Fracht abgezogen, die bei der Zellstoff- und Papierherstellung erzeugt wird. In diesem Fall können circa 3 kg CSB/t der gesamten organischen Fracht auf die Papierherstellung zurückgeführt werden. In Bezug auf

den BSB₅ und die AFS wird zur Näherung ein Volumenverhältnis des Zellstoffabwassers zum Gesamtabwasser von 0,31 verwendet.

xv) Normen für die Messung

CSB: DIN 38409-41; BSB: EN 1899-1; AFS: nicht angegeben; die Nährstoffe werden mit Küvettentests von Lange gemessen.

Example 2: Magnesium bisulphite market pulp, Biocel Paskov A.S.

i. Produktion

280 000 t Magnesiumbisulfitmarktzellstoff pro Jahr, 29 % ECF-Zellstoff und 71 % ECF-light-Zellstoff (ähnlich TCF); 24 000 t Futterhefe pro Jahr, 87 000 t Lignosulfonate pro Jahr (ungefähr 15 % der gesamten Dicklaugung wird als Lignosulfonat mit 55 % DS und 45 % DS verkauft).

ii. Wesentliche behandelte Abwässer

Kondensate aus der Eindampfanlage, Abwässer der Bleichanlage. Die CSB-Fracht aus der Herstellung des Nebenprodukts Futterhefe trägt zu mehr als 2 % zur Gesamt CSB-Fracht des Abwassers bei.

iii. Zustrom und organische Fracht

Der Abwasservolumenstrom der Zellstoffabteilung beträgt ungefähr 33 – 39 m³/Tonne lutro, andere Volumenströme (von Hefe) liegen bei circa 1 m³ pro Tonne (Zellstoff); und die zulaufende CSB-Fracht beträgt 55 kg/Tonne lutro.

iv. Art der Behandlung

Durchschnittlich belastete Belebtschlammanlage (siehe Abbildung 4.46). Die Behandlung besteht aus einer Vorklärung und einer anschließenden biologischen Behandlung mit einem Schlammsystem, aber unterschiedlichen Belüftungsarten im Anschluss: Belebtschlammverwertung – anoxischer Selektor – oxischer Selektor mit Reinsauerstoff – Belebtschlammstufe mit Reinsauerstoff in zwei Linien (zweistufiger Betrieb unter Verwendung von hochreinem Sauerstoff in der ersten Stufe, der Sauerstoff wird mittels Oberflächenbelüftung in einer überdeckten Sauerstoffatmosphäre gelöst), mit Druckluft belüfteter Belebtschlammprozess (zwei Linien), Belebtschlammprozess mit Oberflächenbelüftung und Absetzbecken (zwei Linien). Das System ermöglicht die Einhaltung strenger Anforderungen an das Abwasser.

v. Wesentlicher Auslegungsparameter

Schlammfracht von ungefähr 0,44 kg BSB/kg AFS pro Tag; die Verweildauer im Belüftungsbecken beträgt ungefähr elf Stunden.

vi. Dosierung der Nährstoffe (N und P)

Als Stickstoffquelle wird Ammoniakwasser mit 25 % NH₃ zugegeben, was 3,8 t/Tag entspricht. Ein Computerprogramm kontrolliert die Dosierung, indem es die gemessenen Konzentrationen von N-NH₄ und N-NO₃ im Abfluss und die geschätzte BSB₅-Fracht und den Volumenstrom des Zuflusses abgleicht; es wird Phosphorsäure als 55 % P₂O₅ zugegeben, was 0,27 t/Tag entspricht; ein Computerprogramm kontrolliert die P-Dosierung, indem es die gemessenen Konzentrationen von P-PO₄ in den Abwässern und die geschätzte BSB₅-Fracht sowie den Volumenstrom des Zulaufs abgleicht. Wenn die in den Abwässern gemessene Konzentration von N-NH₄ und N-NO₃ oder P-PO₄ höher als der Zielwert ist, wird die Dosierung der Nährstoffe gemäß einer festgelegten Regel des Computerprogramms verringert, welches auch den Volumenstrom und die BOD₅-Fracht des Zulaufs berechnet und optimiert.

vii. Energieverbrauch

Der Stromverbrauch bei der Belebtschlammbehandlung liegt bei circa 1,5 kWh/kg abgebautem BSB (Belüftung und Pumpen).

viii. Überwachung

Die gemessenen Auslassparameter sind: CSB (1/Tag), BSB₅ (1/Tag), AOX (1/Tag), N-NH₄ (3/Tag), N-NO₃ (3/Tag), P-PO₄ (3/Tag), total P (1/Woche), pH (online), Temperatur (online), AFS (1/Tag), Gesamtgehalt an gelösten Feststoffen (105 °C) (1/Tag), Gesamtgehalt an gelösten anorganischen Feststoffen (550 °C) (1/Tag), Leitfähigkeit (online), SO₄²⁻ (1/Tag), Cl⁻ (1/Tag). Die computerbasierte Prozesskontrolle trägt zu einem gleichmäßigen Betrieb der Abwasserbehandlungsanlage (WWTP) bei.

ix. Reinigungsleistung

2008 betrug die Reinigungsleistung für CSB 80,8 % und für BSB₅ 99,2 %.

x. Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Betriebskosten beliefen sich 2008 auf 18,2 Euro/Tonne luro.

xi. Maßnahmen zur Gewährleistung eines stabilen und gleichmäßigen Betriebs

Verwendung eines Ausgleichsbeckens; Kontrolle des CSB. Wenn unbeabsichtigte Freisetzungen von organischen Spitzenfrachten auftreten, wird ein Teil des Abwassers mit erheblich höherem CSB in ein Ausgleichsbecken umgeleitet und von dort schrittweise in die Abwasserbehandlungsanlage gepumpt.

xii. Schlammfall und -behandlung

Der Schlammfall liegt im Bereich von 0,4 – 0,7 kg DS/kg abgebautem BSB₅ mit einem gewichteten Mittelwert von 0,54 kg DS/kg abgebautem BSB. Sowohl der Überschussschlamm vom Boden des Schlammverwertungstanks als auch der im Gravitationseindicker eingedickte Primärschlamm werden in einen Mischbehälter gepumpt. Dann wird der Schlamm unter Zugabe von Flockungsmitteln zuerst auf einem Entwässerungsbandtisch und dann auf einer Bandpresse (zwei Linien) entwässert. Der Schlamm wird durch die Zugabe von Kalk aufbereitet. Der Schlamm wird zur Biogaserzeugung oder Kompostierung an Unternehmen geliefert.

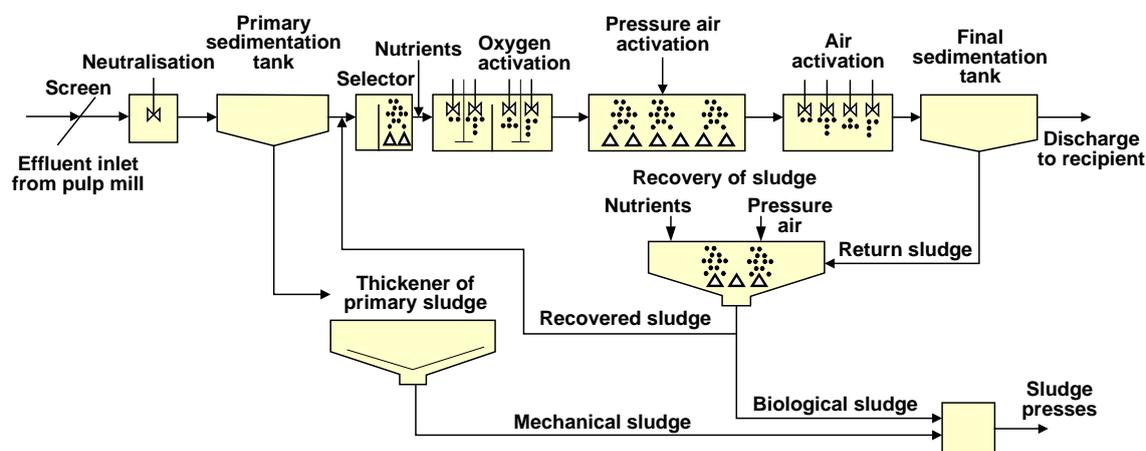


Abbildung 4.46: Verfahrensschema der Abwasserbehandlungsanlage einer Zellstofffabrik, die Magnesiumbisulfitmarktzellstoff herstellt

xiii. Erreichte Umweltleistung

In Tabelle 4.21 sind die im Abwasser gemessenen Konzentrationen und Frachten sowohl als Jahres- und Monatsmittelwerte dargestellt. In Tabelle 4.22 sind außerdem die Tagesmittelwerte für einen typischen Monat angegeben. Die Werte für CSB, BSB₅ und abfiltrierbare Stoffe wurden anhand von Tagesmischproben ermittelt. All diese Analysen werden einmal täglich auf der Grundlage von 24-Stunden-Mischproben durchgeführt.

Tabelle 4.21: Monats- und Jahresmittelwerte für die Einleitungen einer Fabrik für Magnesiumbisulfitmarktzellstoff nach der biologischen Behandlung

Monat 2008	Zellstoffproduktion (Tonne lutro/Tag)	Zulauf		Zulaufende Fracht (kg CSB/Tonne lutro)	Gemessene Konzentrationen als Monatsmittelwerte nach der biologischen Behandlung und berechnete spezifische Frachten					
		CSB (mg/l)	Volumenstrom (m ³ /t)		CSB (mg/l)	CSB (kg/Tonne lutro)	BSB ₅ (mg/l)	BSB ₅ (kg/Tonne lutro)	AFS (mg/l)	AFS (kg/Tonne lutro)
Jan	760	1 981	34,9	56,6	335	11,4	4	0,13	14	0,48
Feb	794	1 967	32,0	53,7	308	9,7	7	0,23	23	0,72
März	787	1 995	30,6	52,6	295	9,0	4	0,11	14	0,43
April	844	1 948	29,9	49,6	295	8,8	6	0,17	19	0,58
Mai	817	1 940	32,3	51,9	293	9,5	9	0,28	22	0,70
Juni	770	1 886	37,2	52,3	313	11,3	9	0,32	17	0,63
Juli	832	1 851	36,2	49,0	307	9,4	7	0,26	19	0,68
Aug	777	1 613	36,9	45,8	260	9,6	5	0,18	17	0,63
Sep	828	2 030	33,0	51,1	262	10,1	7	0,22	17	0,57
Okt	159*	1 849	162,6	236,6*	308	22,8*	6	0,46*	18	1,28*
Nov	761	1 948	32,5	49,5	315	9,4	8	0,26	19	0,61
Dez	715	1 884	33,8	49,4	289	9,6	9	0,29	17	0,58
Monatsmittelwert	159*-844	1 613-2 030	30-163	45,8-236,6*	260-335	8,8-22,8*	4-9	0,11-0,46*	14-23	0,43-1,28*
Jahresmittelwert	737	1 908	44,3	54,9	298	10	7	0,24	18	0,66

Anmerkung:
 (*) Im Oktober 2008 wurde die Faserlinie abgeschaltet und die Zellstoffproduktion war drei Wochen minimal. Der Betrieb der Abwasserbehandlungsanlage musste aufrecht erhalten werden, um das Überleben der Biomasse durch Zufuhr von Abwasser aus Ausgleichsbecken als Nahrung zu gewährleisten. Daher ist die berechnete Fracht zweimal so hoch wie für den Rest des Jahres.

Tabelle 4.22: Tagesmittelwerte für die Einleitungen einer Fabrik für Magnesiumbisulfitmarktzellstoff nach der biologischen Behandlung

Tag	Zellstoffproduktion (Tonne lutro/Tag)	Zulauf		Zulaufende Fracht (kg CSB/Tonne lutro)	Gemessene Konzentrationen als Tagesmittelwerte nach der biologischen Behandlung und berechnete spezifische Frachten					
		CSB (mg/l)	Vol.-strom (m ³ /t)		CSB (mg/l)	CSB (kg/Tonne lutro)	BSB ₅ (mg/l)	BSB ₅ (kg/Tonne lutro)	AFS (mg/l)	AFS (kg/Tonne lutro)
1	236 ECO(i)	1 659	91,7	152,3	260	29,26	10	1,13	21	2,36
2	967 ECO(i)	1 538	22,9	35,3	223	6,26	12	0,34	29	0,81
3	733 ECO(i)	1 764	30,2	53,4	242	9,02	11	0,41	26	0,97
4	798 ECO(i)	1 937	27,1	52,6	251	8,42	10	0,34	21	0,70
5	802 ECO(i)	2 188	27,3	59,7	310	9,95	7	0,22	10	0,32
6	919 ECO(i)	2 298	23,1	53,2	345	9,60	4	0,11	21	0,58
7	857 ECO(i)	2 392	24,0	57,5	366	10,57	5	0,14	21	0,61
8	865 ECF	2 198	24,1	53,0	365	10,60	4	0,12	16	0,46
9	821 ECF	2 062	26,2	54,2	286	9,10	7	0,22	18	0,57
10	942 ECF	2 275	23,7	53,9	307	8,73	5	0,14	7	0,20
11	837 ECF	2 049	25,0	51,3	288	8,48	6	0,18	19	0,56
12	667 ECF	1 936	34,2	66,4	314	12,57	6	0,24	14	0,56
13	982 ECO(i)	2 006	22,1	44,4	255	6,63	5	0,13	11	0,29
14	973 ECO(i)	1 966	21,8	42,9	276	6,93	5	0,13	20	0,50
15	843 ECO(i)	1 975	25,4	50,3	296	8,54	3	0,09	37	1,07
16	847 ECO(i)	2 029	24,8	50,3	288	9,04	7	0,22	15	0,47
17	816 ECO(i)	1 876	25,8	48,4	271	8,77	5	0,16	14	0,45
18	777 ECO(i)	1 900	29,4	56,0	274	9,76	5	0,18	9	0,32
19	874 ECO(i)	1 596	27,5	44,0	260	8,10	6	0,19	7	0,22
20	804 ECO(i)	1 637	29,3	48,1	213	7,49	5	0,18	11	0,39
21	514 ECO(i)	1 538	46,6	71,7	180	9,77	5	0,27	37	2,01
22	950 ECO(i)	1 570	24,4	38,3	220	6,50	7	0,21	36	1,06
23	727 ECF	1 987	30,1	59,8	253	9,52	11	0,41	21	0,79
24	785 ECF	1 764	28,3	50,0	296	10,13	9	0,31	16	0,55
25	820 ECF	1 728	25,7	44,4	261	8,29	13	0,41	15	0,48

26	850 ECF	2 538	21,0	53,4	329	8,69	14	0,37	25	0,66
27	832 ECO(i)	2 103	27,9	58,7	461	14,48	17	0,53	56	1,76
28	826 ECO(i)	1 971	25,8	51,0	420	13,90	23	0,76	21	0,69
29	830 ECO(i)	2 067	26,9	55,6	320	10,98	11	0,38	15	0,51
30	856 ECO(i)	1 959	25,3	49,7	351	11,14	12	0,38	34	1,08
31	912 ECO(i)	1 911	23,5	45,0	323	9,79	17	0,52	49	1,49
MEDIAN	832,0	1 966	25,8	52,59	288	9,10	7	0,22	20	0,57
Maximum	982	2 538	91,7	152,31	461	29,26	23	1,13	56	2,36
Minimum	236	1 538	21,0	35,32	180	6,26	3	0,09	7	0,20

Anmerkung:

(i) Die Fabrik verwendet die Marke „ECO pulp“ für einen Zellstoff, der mit geringen Anteilen ClO₂ gebleicht wird.

Abschaltungen werden von den Zulauf-CSB-Werten nicht abgedeckt. Diese werden an Tagen mit laufendem Produktionsbetrieb gemessen. Die Abwasserwerte nach der Abwasserbehandlungsanlage umfassen dagegen alle Tage des Jahres und alle Betriebsbedingungen.

Der Gesamtphosphorgehalt wird nur einmal wöchentlich gemessen und der Abwassermittelwert beträgt 1,15 mg/l mit einigen Spitzenwerten bis zu 2 mg/l. Die meisten Werte sind höher als 1 mg P/l. Es scheint, dass diese Werte Mindestwerte für die normale Funktionsweise einer derartigen Behandlungsanlage darstellen (zum ordnungsgemäßen Abbau von CSB und BSB). Wenn der Phosphorgehalt fast 0 mg/l ist, kann die Bläschlamm Bildung auftreten. Weitere Folgen sind eine abnehmende Schlammreserve und eine verringerte Reinigungsleistung der Abwasserbehandlungsanlage. Höhere P-Emissionen sind seitens der Umweltschutzbehörden nicht zulässig. Der anorganische Gesamtstickstoff (die Summe aus N-NO₃-N und NH₄-N) schwankt zwischen 0 und 15 mg/l im Tagesmittel. Der Bereich der Monatsmittelwerte liegt zwischen 3,6 mg N_{anorg}/l und 6,8 mg N_{anorg}/l und im Jahresmittelwert bei rund 5,2 mg N_{anorg}/l auf der Basis von 24-Stunden-Mischproben. Eine Konzentration von circa 5 mg N_{anorg}/l scheint den Mindestwert darzustellen, der für die normale Funktionsweise einer solchen Belebtschlammanlage für den ordnungsgemäßen Abbau der organischen Stoffe erforderlich ist.

xiv. Probenahme, Analyse und Datenauswertung

Die Probenahme erfolgt einmal täglich mittels einer zeitproportionalen Probe und für die Nährstoffe dreimal pro Tag. Die Probenahmepunkte liegen vor und nach den biologischen Stufen der Abwasserbehandlungsanlage und einige Proben werden dazwischen entnommen. Die für die chemische Analyse angewendeten Verfahren sind Verfahren nach ISO EN (Akronym für Normen der Internationalen Organisation für Normung, die in europäische Normen umgesetzt werden). Die Berechnung der Emissionsfrachten bezieht sich auf die entsprechende Produktion und Konzentration sowie den entsprechenden Volumenstrom.

Example 3: NSSC fluting mill, Stora Enso Oyj, Heinola Fluting Mill

i) Produktion

285 000 t SC-Wellenpapier pro Jahr, das >90 % NSSC-Zellstoff und <10 % CLC-Zellstoff enthält. CLC-Zellstoff ist Zellstoff, der aus sauberen Kartonschnitzeln hergestellt ist.

ii) Wesentliche behandelte Abwässer

Die wesentlichen Abwässer sind die Kondensate aus der Eindampfanlage, das Kreislaufwasser mit Fasern, das erfassbare Wasser aus der Kochsäureanlage und dem Kraftwerk, Leckagewässer aus der Deponie und Sanitärwasser.

iii) Zustrom und organische Fracht

Der Abwasservolumenstrom durch die Herstellung von NSSC-Zellstoff und SC-Wellenpapier beträgt ungefähr $18 \text{ m}^3/\text{t}$ SC-Wellenpapier im Jahresmittel. Die zuströmende CSB-Fracht beläuft sich auf circa 30 – 35 kg/t SC-Wellenpapier im Jahresmittel.

iv) Art der Behandlung

Die Abwasserbehandlungsanlage besteht aus einer Vorklärung, einer MBP-Anlage (Minimum Biosludge Prozess), einer Belebtschlammanlage, einer Nachklärung sowie der Flotation und Schlamm-aufbereitung (siehe Abbildung 4.47).

v) Wesentlicher Auslegungsparameter

Eine Belebtschlammanlage ist für 25 Tonnen CSB/Tag ausgelegt. Die hydraulische Verweilzeit in der Belebtschlammanlage beträgt 4 – 5 Tage. Die als CSB angegebene Schlammfracht (da die Fabrik nicht genug BSB-Daten für BSB/kg AFS zur Verfügung stellen kann) beträgt circa 0,55 CSB/kg AFS pro Tag von 2007 bis 2009.

vi) Dosierung der Nährstoffe (N und P)

⁺ Die Zielmenge für NH_4 beträgt 5 mg lösliches N/l am Ende des Belüftungsbeckens. Der Zielwert für Phosphor ist <1 mg $\text{PO}_4\text{-P/l}$ Abwasser im Belüftungsbecken.

vii) Energieverbrauch

Der Stromverbrauch für den gesamten Abwasserbehandlungsprozess liegt bei circa 0,9 kWh/kg abgebautem CSB oder ungefähr 5 200 MWh/Jahr.

viii) Überwachung

Für die Behörden werden der pH-Wert, die AFS und CSB_T fünfmal pro Woche mittels 24-Stunden-Mischproben aus geklärtem Wasser gemessen. Zusätzlich wird der Gesamtphosphorgehalt zweimal pro Woche mittels 24-Stunden-Mischproben gemessen. Für BSB_7 werden jeden Tag 24-Stunden-Mischproben entnommen und aufbewahrt. Circa 30 Proben pro Monat werden dann gemischt und einmal pro Monat gemessen. Gesamtstickstoffproben werden zweimal pro Woche entnommen. Circa acht Proben pro Monat werden gemischt und einmal pro Monat gemessen. Die Proben sind zeitproportional. Zusätzlich zu den für die zuständigen Behörden erforderlichen Messungen werden Laboranalysen einiger Proben zur Kontrolle des Betriebs der Abwasserbehandlung ausgeführt. Außerdem werden Online-Messungen verwendet, um zum Beispiel Wasserströme, pH-Wert, Temperatur, Sauerstoff, Phosphat, Nitrat und das Redoxpotential zu kontrollieren.

ix) Reinigungsleistung

Meist liegt die Reinigungsleistung für CSB bei >85 % (die Reinigungsleistung für BSB_5 wird nicht ermittelt).

x) Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Betriebskosten liegen bei <10 Euro/Tonne SC-Wellenpapier.

xi) Maßnahmen zur Gewährleistung eines stabilen und gleichmäßigen Betriebs

Online-Messungen und die Verwendung eines gesonderten Beckens für außergewöhnliche Emissionen tragen dazu bei, den Betrieb des biologischen Systems zu stabilisieren. Online-Messungen werden eingesetzt, um anormale Emissionen zu erfassen. Zum Beispiel werden Wasserströme, pH-Wert, Temperatur, Sauerstoff, Phosphat, Nitrat und das Redoxpotential mit Online-Messungen erfasst. Das Ausgleichsbecken wird verwendet, wenn außergewöhnliche Emissionen auftreten, zum Beispiel, wenn der Überlauf des Kreislaufwassers der Wellenpapierfabrik in die Abwasserbehandlungsanlage geleitet wird (normalerweise wird das Kreislaufwasser aus der Wellenpapierfabrik bei der Entrindung verwendet).

xii) Schlammfall und -behandlung

2008 wurden ungefähr 8,4 kg DS Schlamm/Tonne SC-Wellenpapier erzeugt. Von 2006 bis 2008 belief sich der mittlere Schlammfall auf ungefähr 0,43 kg DS Schlamm/kg abgebautem CSB. Alle Schlammfraktionen (Primärschlamm, Bioschlamm aus dem Eindicker, Schlamm aus der Flotation und Schlamm aus der Hackschnitzelwäsche) werden in einem Mischbecken zusammengeführt und der vermischte Schlamm wird in der Bandpresse entwässert. Der entwässerte Schlamm wird zum Beispiel zur Errichtung von Deponien verwendet oder verbrannt.

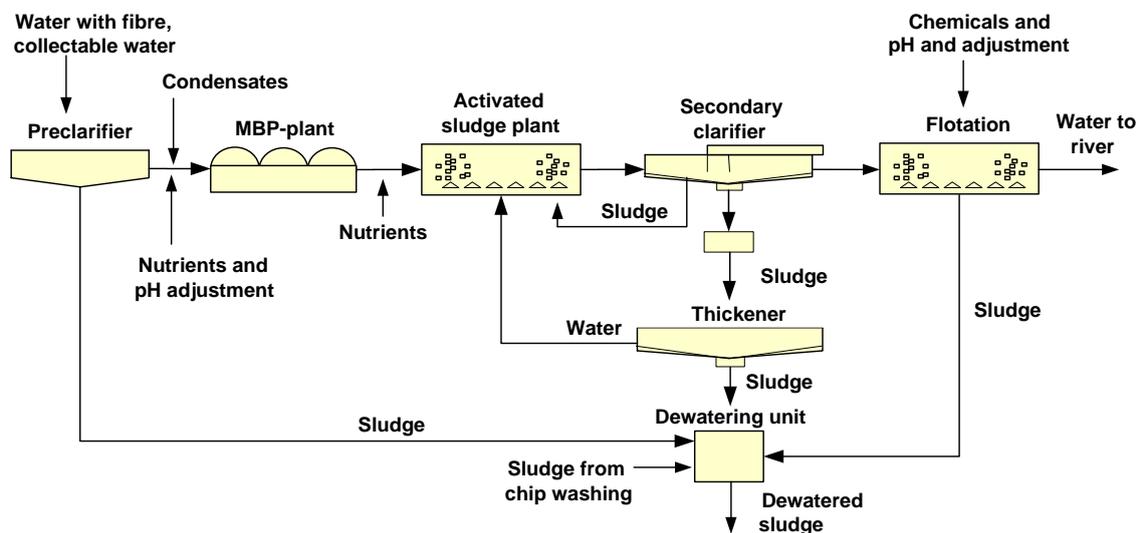


Abbildung 4.47: Verfahrensschema der Abwasserbehandlungsanlage einer integrierten Fabrik, die NSSC-Zellstoff und SC-Wellenpapier herstellt

xiii) Erreichte Umweltleistung

Tabelle 4.23 und Tabelle 4.24 enthalten die Abwasseremissionen eines typischen Jahres (2007) und die Tagesmittelwerte für einen typischen Monat (Februar).

Tabelle 4.23: Monats- und Jahresmittelwerte der Emissionen nach der Abwasserbehandlungsanlage einer integrierten Fabrik, die NSSC-Zellstoff und SC-Wellenpapier herstellt

Monat 2007	Produktion von SC-Wellenpapier (t/Tag)	Zulauf		Zulaufende Fracht (kg CSB/Tonne lutro)	Gemessene Konzentrationen als Monatsmittelwerte nach der biologischen Behandlung und berechnete spezifische Frachten					
		CSB (mg/l)	Volumenstrom (m ³ /t)		CSB (mg/l)	CSB (kg/Tonne lutro)	BSB ₇ (mg/l)	BSB ₇ (kg/Tonne lutro)	AFS (mg/l)	AFS (kg/Tonne lutro)
Jan	743	5 473	4,8	26,4	685	3,2	19	0,09	48	0,23
Feb	771	6 348	5,1	32,2	906	4,4	69	0,33	151	0,73
März	807	5 367	4,8	25,6	851	3,8	62	0,28	207	0,93
April	804	5 161	4,9	25,3	610	2,8	65	0,30	89	0,41
Mai	772	4 253	5,5	23,4	540	2,8	44	0,23	83	0,43
Juni	770	4 619	4,4	20,3	563	2,4	17	0,07	97	0,41
Juli	766	4 223	4,5	19,0	413	1,8	18	0,08	105	0,45
Aug	673	4 070	4,9	20,1	605	3,2	86	0,45	89	0,47
Sep	604	5 224	5,5	28,9	979	5,0	53	0,27	87	0,45
Okt	744	4 913	5,6	27,3	823	4,3	28	0,15	110	0,57
Nov	785	4 625	5,3	24,5	534	2,6	26	0,13	240	1,15
Dez	788	4 856	4,9	24,0	505	2,3	49	0,23	192	0,89
Monatsmittelwert	604-807	4 070-6 348	4,4-5,6	19,0-32,2	413-979	1,8-5,0	17-86	0,07-0,45	48-240	0,23-1,15
Jahresmittelwert	753	4 928	5,0	24,8	668	3,2	45	0,22	125	0,59

Tabelle 4.24: Tagesmittelwerte für die Einleitung nach der Abwasserbehandlungsanlage einer integrierten Fabrik, die NSSC-Zellstoff und SC-Wellenpapier herstellt, für einen typischen Monat

Tag (2007)	Produktion von SC-Wellenpapier (t/Tag)	Zulauf		Zulaufende Fracht (kg CSB/Tonne lutro)	Gemessene Konzentrationen als Tagesmittelwerte und berechnete spezifische Frachten			
		CSB (mg/l)	Vol.-strom (m ³ /t)		CSB (mg/l)	CSB (kg/Tonne lutro)	AFS (mg/l)	AFS (kg/Tonne lutro)
1	774	6 414	5,6	36,1	970	5,3	73	0,4
2	491	6 691	8,4	56,0	930	7,5	130	1,0
3	871	6 653	3,6	24,1	930	3,2	130	0,4
4	785	6 783	4,9	33,1	930	4,4	130	0,6
5	821	6 357	5,0	31,9	900	4,3	120	0,6
6	898	5 962	4,8	28,8	820	3,7	94	0,4
7	796	5 969	5,6	33,4	810	4,3	88	0,5
8	681	5 570	6,1	34,2	770	4,5	130	0,8
9	846	6 368	4,9	31,2	730	3,4	56	0,3
10	831	6 362	4,7	29,7	730	3,3	56	0,2
11	847	6 385	4,1	26,4	730	3,0	56	0,2
12	764	6 269	4,6	28,9	750	3,4	87	0,4
13	631	6 600	6,4	42,3	820	5,2	150	0,9
14	437	5 386	7,1	38,5	850	6,1	150	1,1
15	720	5 592	4,7	26,5	860	4,0	160	0,7
16	797	6 730	4,4	29,9	820	3,6	150	0,7
17	945	6 189	4,3	26,6	820	3,4	150	0,6
18	829	6 254	4,6	28,5	820	3,6	150	0,7
19	767	5 827	5,4	31,4	1 000	5,1	220	1,1
20	785	5 756	5,3	30,3	1 100	5,5	400	2,0
21	907	5 543	4,1	22,5	930	3,5	210	0,8
22	801	4 939	5,4	26,7	870	4,3	180	0,9
23	714	6 554	6,0	39,4	790	4,4	100	0,6
24	707	6 532	5,3	34,4	790	4,0	100	0,5
25	824	6 522	3,7	24,1	790	2,7	100	0,3
26	855	8 133	5,0	40,6	1 000	4,7	150	0,7
27	759	9 254	5,5	50,6	1 300	6,9	270	1,4
28	693	6 896	6,1	41,9	1 700	9,6	420	2,4
Monatsmittelwert	771	6 375	5,2	33,1	902	4,5	150	0,8
Maximum	945	9 254	8,4	56,0	1 700	9,6	420	2,37
Minimum	437	4 939	3,6	22,5	730	2,7	56	0,23

xiv) Probenahme, Analyse und Datenauswertung

Die Probenahme erfolgt mit einem automatischen Probeentnahmegesetz. Die Proben für das Labor werden meist einmal täglich entnommen. Als Labormethoden werden Methoden nach SFS oder SFS-EN angewendet. Die Berechnung der Schlussemissionswerte erfolgt auf Grundlage der Konzentrationen und Volumenströme (g/m³×m³/Tag).

Example 4: Speciality pulp mill with ammonium base, Tembec Tartas
--

Dieses Beispiel betrifft eine Sulfitzellstofffabrik, die hauptsächlich Spezialzellstoff, geringe Mengen Flockenzellstoff für Hygieneprodukte und verschiedene auf Lignosulfonaten basierende Produkte herstellt. Die aerobe biologische Behandlung besteht aus einem Belüftungsteich. Die Fabrik stellt ECF-Zellstoff her. Die Verwendung von NH_4 als Basis ist einzigartig in Europa.

i) Produktion

150 000 Tonnen Ammoniumbisulfitzellstoff lutro pro Jahr für Spezialqualitäten, davon 10 – 20 % Flockenzellstoff für Hygieneprodukte.

ii) Wesentliche behandelte Abwässer

Die Abwässer aus der Heiß-Alkaliextraktionsstufe (die Mehrheit der CSB-Fracht) werden konzentriert und in einem Sodakessel verbrannt, wie dies für gelöste Stoffe aus der Kochanlage erfolgt. Dieser Teil der CSB-Fracht wird daher nicht in der nachstehenden Beschreibung berücksichtigt. Die Kondensate aus der Eindampfanlage (23 % der CSB-Fracht der Fabrik) werden vor allem in einer anaeroben Anlage behandelt. Die behandelten Abwässer werden dann in den Belüftungsteich geleitet. Das Abwasser aus der ersten Chlordioxidstufe D1 (14 % der CSB-Fracht der Fabrik) ist nicht biologisch abbaubar. Das Verhältnis CSB:BSB der D1-Stufe ist 8:10. Dieses Abwasser wird derzeit nicht in der aeroben Anlage behandelt und wird vor der Ausleitung mit behandeltem Abwasser vermischt. Die Abwässer der restlichen Bleichlinie (63 % der CSB-Fracht der Fabrik) einschließlich der E/O-D2-Stufen, Leckagewässer und unbehandelte Kondensate werden in einem aeroben System behandelt.

iii) Art der Behandlung

Die biologische Behandlung erfolgt über einen Belüftungsteich (siehe Abbildung 4.48). Der biologische Abbau der gelösten organischen Stoffe basiert auf den gleichen Prinzipien wie bei einer Belebtschlammanlage. Der schwach belastete Belüftungsteich unterscheidet sich jedoch in einigen Aspekten von den Belebtschlammanlagen:

- Hoher Strombedarf (1,5 MW_e installierte Leistung).
- Das System ist sehr robust und stellt eine wirksame Barriere zur Umwelt dar (300 000 m³ oder 8,1 Hektar mit einem totalen Mischbecken).
- Bei einer geringen BSB-Raubelastung wird kein Überschussschlamm erzeugt.
- Da es sehr empfindlich auf niedrige Temperaturen reagiert, sollte der Einsatz des Systems vorzugsweise wärmeren Klimabedingungen vorbehalten bleiben, um sehr niedrige Temperaturen im Winter zu vermeiden. Andererseits übersteigt die Temperatur der Abwässer 30 °C nicht, so dass kein Kühlsystem erforderlich ist.

Bei der Auslegung und dem Betrieb sollten kurze Abwasserstromkreisläufe vermieden werden.

iv) Wesentlicher Auslegungsparameter: Das System ist für eine sehr niedrige BSB₅-Fracht ausgelegt. Die Raumbelastung (das Verhältnis zwischen BSB₅ im Zulauf und dem Volumen des Reaktors) beträgt 0,08 kg BSB₅/m³ pro Tag. Die hydraulische Verweilzeit beträgt 12 Tage.

v) Dosierung der Nährstoffe (N und P)

Als Nährstoff für die Biomasse wird Phosphorsäure in einem Verhältnis von P:BSB₅ von 0,8 % zugegeben. Eine Stickstoffzugabe ist aufgrund der Kochanlage auf Ammoniakbasis nicht erforderlich; die Behandlung von Leckagen, die NH_4 enthalten, macht die häufige Kontrolle verschiedener Elemente des Prozesses erforderlich, die noch verbessert werden. Eine Schwankung der N-Emissionen kann zu einem großen Teil durch den unkontrollierten Zufluss von Leckagewässern in das Behandlungssystem erklärt werden.

vi) Energieverbrauch

Der Stromverbrauch bei der Belüftungsbehandlung liegt bei circa 3 kWh/kg abgebautem BSB₅ und 2 kWh/kg abgebautem CSB, da in diesem Fall beim Abbau von 1 kg BSB₅ eine CSB-Verringerung von 1,5 kg erfolgt (möglicherweise aufgrund von Stripping-Effekten).

vii) Überwachung

CSB und BSB₅ werden täglich als zeitproportionale 24-Stunden-Mischprobe überwacht. Der pH-Wert wird kontinuierlich kontrolliert, damit er in einem Bereich von 5,5 – 6,5 bleibt. Phosphor wird mit einer volumetrischen Pumpe dosiert. Der Phosphorverbrauch wird täglich am Dosierpunkt kontrolliert und einmal pro Woche in den Abwässern und einmal pro Monat mittels einer Massebilanz gemessen. Gesamt-T wird täglich kontrolliert (24-Stunden-Mischprobe). AOX wird monatlich nach dem ISO-Verfahren (24-Stunden-Probe) und täglich in Zusammenhang mit dem ClO₂-Verbrauch kontrolliert. Der Stromverbrauch der 27 Belüfter, die bei konstanter Leistung betrieben werden, um unerwünschtes Absetzen der suspendierten Biomasse zu vermeiden, wird täglich kontrolliert.

viii) Reinigungsleistung

Belüftungsteich + D1-Umleitung: CSB: 44 %; BSB₅: 88 %.

Nur Belüftungsteich: CSB: 53 %; BSB₅: 88 %.

Die Entfernung von BSB₅ erfolgt nicht vollständig, da ein großer Teil des im Abwasser gemessenen BSB₅ von den AFS herrührt, die nicht zurückgehalten werden. Wenn die Anlage die restlichen AFS besser abscheiden würde, wären BSB₅-Konzentrationen von 25 mg/l erreichbar.

ix) Betriebskosten (Kosten für anaerobe Anlage nicht inbegriffen)

Die Hauptkosten umfassen den Stromverbrauch für die Oberflächenbelüfter und Pumpen: 3,7 Millionen Euro/Jahr. Chemikalien für die Neutralisation und Nährstoffe = 1,4 Millionen Euro/Jahr.

x) Maßnahmen zur Gewährleistung eines stabilen und gleichmäßigen Betriebs

Die Verwendung eines Ausgleichsbeckens dient zur Lagerung von Abwasserströmen mit Spitzen-CSB-Frachten, um die CSB-Fracht zum Belüftungsteich auszugleichen. Die konstruktive Gestaltung der Anlage führt zu relativ stabilen Betriebsbedingungen; zuerst kommt ein totales Mischbecken (großes Volumen mit Verweilzeiten von sieben Tagen), das konzipiert wurde, um die BSB- und CSB-Fracht auszugleichen. Wie in Abbildung 4.48. dargestellt, sind zwei Drittel der Belüfter in diesem ersten Teil konzentriert. Auf diese Zone folgt ein zweiter „Pfropfenströmungsteil“, in dem die Lysis der Biomasse und die Mineralisierung von Schwebstoffen erfolgt. Diese Gestaltung führt dazu, dass unabhängig vom Geschehen in der Fabrik eine sehr stabile Fracht in die Umwelt eingeleitet wird.

xi) Schlammfall und -behandlung

Der Belüftungsteich erzeugt aufgrund langer Verweilzeiten bei sehr großen Volumen fast keinen überschüssigen Schlamm. Der Schlammfall liegt im Bereich von 0,15 – 0,2 kg /Tonne abgebautem BSB₅ im Vergleich zu circa 0,6 kg Überschussschlamm (als Trockengehalt)/kg abgebautem BSB₅ in Belebtschlammanlagen. Der Schlamm wird im letzten Teil mineralisiert, in dem lösliches BSB fehlt (das freigesetzte BSB, das in den Abwässern gemessen wird, stammt von partikulärer Biomasse oder AFS).

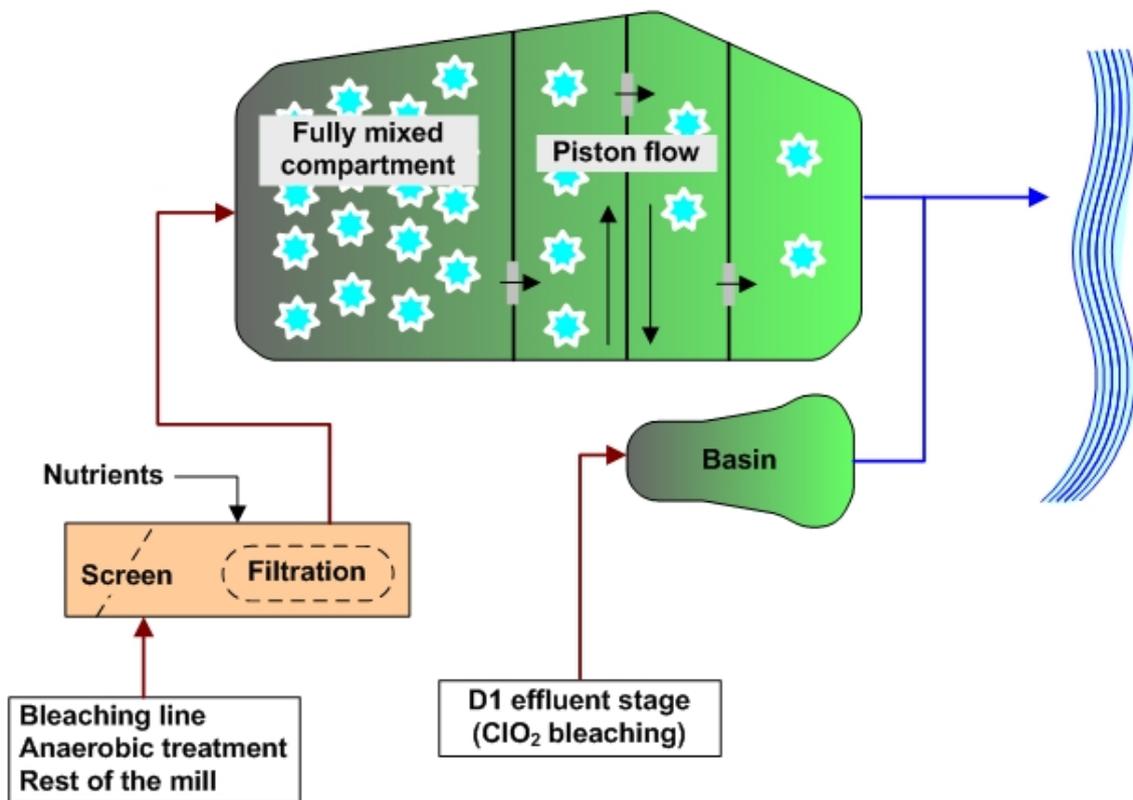


Abbildung 4.48: Verfahrensschema der Abwasserbehandlungsanlage (Belüftungsteich) einer Zellstofffabrik, die Ammoniumbisulfitspezialzellstoff herstellt

xii) Erreichte Umweltleistung

In Tabelle 4.25 sind die im Abfluss gemessenen Konzentrationen und Frachten sowohl als Jahres-, Monats- und Tagesmittelwerte zusammengefasst. Die Werte für CSB, BSB₅ und abfiltrierbare Stoffe wurden anhand von 24-Stunden-Mischproben ermittelt. Die Daten beziehen sich auf die gemessenen Abwasserkonzentrationen des Belüftungsteichs für die Monate März bis September 2009. Anfahr-/Abfahrphasen der Fabrik oder außergewöhnliche Umstände sind in den Daten inbegriffen, da Regenwasser vom Standort zufließt. Dies ist zum Beispiel im März der Fall, was auch Folgen für die April-Daten hat (Abfahren, Anfahren der Fabrik).

Die beobachteten langfristigen Schwankungen werden durch die zeitweise Fehlfunktion der alkalischen Eindampfanlage für die Abwässer aus der ersten Bleichstufe (97 % Verfügbarkeit) verursacht, was zu höheren CSB-Frachten führt. Zeitweise werden die Verdampfer aus Wartungsgründen stillgelegt. In diesem Fall werden die Abwässer mit hoher CSB-Fracht in einem separaten Becken gelagert und dann im Lauf des nächsten Monats schrittweise im Teich behandelt. Einen anderen Grund für die Schwankungen der freigesetzten Fracht stellen saisonale Temperaturschwankungen dar, da die biologische Behandlung empfindlich auf Temperaturänderungen reagiert. Kurzfristige Schwankungen können den Wetterbedingungen (insbesondere die plötzliche Erhöhung des Wasservolumenstroms bei längeren und stärkeren Regenfällen) und in einigen Fällen einer schlechten Absetzbarkeit des Schlammes, die einen Verlust von Biomasse mit dem Abwasser nach sich zieht, zugeordnet werden. Veränderungen in Bezug auf die Zellstoffsorten, die im Rahmen von Kampagnen hergestellt werden, können auch Auswirkungen auf die Emissionsschwankungen haben.

Tabelle 4.25: Abwasserausleitungen einer Ammoniumbisulfitzellstofffabrik für Spezialsorten nach der biologischen Behandlung (Belüftungsteich)

Mittelungs- zeitraum	Verkaufs- fähige Nettozellstoff- produktion (Tonne lutro/Tag)	Zulaufendes CSB in (mg/l) und Fracht (kg CSB/Tonne lutro)	Gemessene mittlere Konzentration nach der biologischen Behandlung und entsprechende berechnete Frachten					
			CSB (mg/l)	CSB (kg/Tonne lutro)	BSB ₅ (mg/l)	BSB ₅ (kg/Tonne lutro)	AFS (mg/l)	AFS (kg/Tonne lutro)
Bereich (Min.-Max.-Werte)								
Tages- mittel- werte(1)	280 – 490	850 – 2 600 mg/l 50 – 130 kg/t	530 – 1 000	25 – 60	10 - 110	1 – 6	23 - 170	1,5 – 10
Monats- mittel- wert(2)	325 – 373	1 337 – 1 972 mg/l 72,7 – 106,3 kg/t	600 - 933	32,1 – 50,1	17 – 94	1,0 – 5,4	46 - 125	4,7 – 7,7
Jahres- mittel- wert(2)	350	1 535 mg/l 88,1 kg/t	713	41	57	3,3	96	5,7
Anmerkung								
(1) Um einen repräsentativeren Datensatz vorzulegen, werden für den Tagesmittelwert der spezifischen Fracht (z. B. kg CSB/Tonne lutro), Werte mit einer Zellstoffproduktion von weniger als 70 % der mittleren Tagesproduktion, d. h. 367 Tonnen lutro pro Tag, nicht berücksichtigt, da ansonsten die berechneten Werte irreführenderweise eine veränderte Umweltleistung der Anlage anzeigen können. In Wirklichkeit sind diese Werte eher das Ergebnis einfacher Mathematik (kleiner Nenner). In unserer Beispielfabrik werden die gemessenen Werte nicht für die Berechnung der Tagesmittelwerte berücksichtigt, wenn die Produktion auf unter 275 Tonnen lutro/Tag fällt. Sehr niedrige Werte (5 Werte) und außergewöhnlich hohe Spitzen (6 Werte) werden ebenfalls nicht berücksichtigt: niedriger Emissionswert = 2,5. Perzentil; hoher Emissionswert = 97,5. Perzentil. Es sind Daten von März bis September 2009 berücksichtigt.								
(2) Für die Monats- und Jahresmittelwerte werden alle Daten der sieben Monate einbezogen.								
Quelle: [215, Aubriot 2009]								

Der unbehandelte Volumenstrom aus der Chlordioxidstufe (D1) ist nicht in den in Tabelle 4.25 angegebenen Emissionswerten enthalten. Das Hinzufügen dieser Werte zur erzielten spezifischen Emissionsfracht erhöht die Emissionen für CSB, BSB und AFS wie folgt: CSB: 60 kg/Tonne lutro, BSBs: 4,5 kg/Tonne lutro, AFS: 6,2 kg/Tonne lutro.

Die Konzentration abfiltrierbarer Stoffe im Abwasser ist relativ hoch. Dies ist auf die schlechte und langsame Absetzbarkeit der Schwebeteilchen zurückzuführen. Durch den niedrigen Biomassegehalt wird das Absetzen der AFS sehr ineffektiv. Ein normales Absetzbecken funktioniert dann nicht wirksam. Folglich ist der BSB-Wert höher als in Anlagen, die die AFS wirksam entfernen. Normalerweise ist ein BSB-Wert unter 25 mg/l erreichbar.

Der Gesamtphosphorgehalt beträgt normalerweise 3 mg/l mit einigen Spitzenwerten bis zu 5 mg/l. Da es nicht erforderlich ist mehr P zuzugeben als die Menge, mit der im Abwasser 0,5 – 1 mg P/l erreicht wird, verringert die Fabrik die Phosphordosierung schrittweise und plant in der Zukunft niedrigere Werte zu erreichen. Der Gesamtstickstoffgehalt schwankt zwischen 15 mg/l und 70 mg/l im Tagesmittel (25 – 50 mg/l im Monatsmittel). Die höheren Werte werden durch überschüssige Ammoniumverbindungen verursacht, die insbesondere bei Betriebsstörungen der Fabrik vom Prozess freigesetzt werden. Die Betreiber haben noch immer Schwierigkeiten damit, diese unerwünschten Freisetzungen zu kontrollieren.

Der AOX-Gehalt (Gesamtabwasser: Belüftungsteich und D1-Abwasser) schwankt von 1,5 mg/l bis 8 mg/l, was Werten von 0,2 kg/Tonne lutro bis 0,75 kg/Tonne lutro entspricht. Diese Schwankungsbreite ist auf die unterschiedlichen produzierten Spezialzellstoffsorten zurückzuführen.

xiii) Probenahme, Analyse und Datenauswertung

Die Probenahmepunkte sind der Zulauf und der Ablauf jeder Behandlungsanlage (anaerobe und aerobe Anlage, Eindampfen der Abwässer der alkalischen Stufe, D1-Stufe). Die Probenahme erfolgt mit folgender Häufigkeit: für die anaerobe Anlage (Zulauf-Ablauf) täglich für CSB. Für die 24-Stunden-Mischprobe wird ein automatisches Gerät verwendet. Der BSB-Wert wird einmal pro Woche bestimmt; der Belüftungsteich (Zulauf-Ablauf) wird täglich für CSB, BSB₅, AFS und N mit einer 24-Stunden-Mischprobenvorrichtung

kontrolliert. Die Analyseverfahren basieren für BSBs und AFS auf ISO-Normen; für CSB und N werden Schnelltests angewendet, sie werden aber auch regelmäßig auf der Grundlage von ISO-Normen kontrolliert. Die Ergebnisse der Schnelltests werden den zuständigen Behörden regelmäßig zur Verfügung gestellt und weisen eine sehr hohe Korrelation mit den ISO-Verfahren auf.

In Tabelle 4.26 sind die erreichten Emissionswerte einer Auswahl an Zellstofffabriken in Europa dargestellt, die eine Kombination prozessintegrierter Techniken (siehe Abschnitte 4.3.1 – 4.3.15 plus Vorklärung) und eine biologische Abwasserbehandlung, jedoch nicht unbedingt alle davon und nicht unbedingt in vollem Umfang, eingeführt haben.

Tabelle 4.26: Beispiele von leistungsfähigen europäischen Sulfitzellstofffabriken für erreichte Emissionswerte nach biologischer Behandlung

Beispiel Zellstofffabriken	Berichtete erreichte Emissionswerte nach biologischer Behandlung (Jahresmittelwerte 2008) (1)							Art der Abwasserbehandlung
	CSB (kg/Tonne)	BSB ₅ (kg/Tonne)	AOX (kg/Tonne)	AFS (kg/Tonne)	Gesamt-P (kg/Tonne)	Gesamt-N (2) (kg/Tonne)	Volumenstrom (3)	
Fabrik 1, DE, integriert Papier Zellstoff	25,4	1,2	(TCF)	1,2	0,04	0,13 (NH ₄ -N)	65	Anaerob +Belebtschlamm mit Rein-O ₂
Fabrik 2, DE, integriert Papier Zellstoff	23	0,5	0,002 (TCF)	0,4	0,009	0,085 (N _{anorg})	26	Anaerob +Belebtschlamm
Fabrik 3, DE, integriert Papier Zellstoff	21	0,43	0,0006 (TCF)	3,7	0,011	0,006 (N _{anorg})	34	Anaerob +Belebtschlamm
Fabrik 1, AT, integriert Papier Zellstoff	26	2,9	0,001 (TCF)	1,27	0,060	0,3	34	Anaerob +Belebtschlamm
Biocel Paskov, CZ, Marktpapier Zellstoff	10	0,24	0,03 (ECF)	0,61	0,02 (PO ₄ ³⁻)	0,18 (N _{anorg})	34	Belebtschlamm
Nymölla, SE, integriert Magnefite	30	0,7 (BSB ₇)	(TCF)	1,0	0,029	0,17	70	Membran (UF) +Belebtschlamm
Lenzing, AT, Chemie-zellstoff	4	nicht nachweisbar	<0,002 (TCF)	0,22	<0,1 kg/t	<0,1 kg/t	38	Eindampfen/ Verbrennung + Belebtschlamm + Kohlenstaub + Biofilter
Tembec Tartas, FR, Spezial-zellstoff (4)	43 (58)	3,6 (4,1)	2 – 0,75 (ECF)	5,4 (6,1)	0,25	2,5 (Verwendung von NH ₄ als Basis)	75	Eindampfen/ Verbrennung + anaerobe + Belüftungsteich, D1-Stufe (ClO ₂) unbehandelt

(1) Für integrierte Zellstoff- und Papierfabriken beziehen sich die Daten nur auf die Zellstoffproduktion.
(2) Gesamt-N enthält bei deutschen Zellstoff- und Papierfabriken nur anorganische Stickstoffverbindungen, d. h. organische N-Verbindungen sind nicht enthalten.
(3) Kühlwasser und sonstiges sauberes Wasser werden getrennt eingeleitet und sind nicht enthalten.
(4) Die Werte in Klammern enthalten das unbehandelte Abwasser aus der D1-Stufe; Werte ohne Klammern beziehen sich auf den Abfluss des Belüftungsteichs.
Quelle: [250, Questionnaires 2009]

Die Liste umfasst ausgewählte Fabriken, von denen Daten verfügbar waren oder zur Verfügung gestellt wurden. Die Daten wurden durch die technischen Experten der Fabriken über ausgefüllte Fragebögen zur

Verfügung gestellt und durch persönliche Kommunikation mit Betreibern genauer spezifiziert. Die angewendeten Analysemethoden entsprechen denen des jeweiligen Landes.

Medienübergreifende Auswirkungen

Bei der aeroben biologischen Abwasserbehandlung wird Energie verbraucht (z. B. für Belüfter und Pumpen) und Schlamm erzeugt, der normalerweise vor der Verwendung oder Entsorgung behandelt werden muss.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die biologische Behandlung kann sowohl in neuen als auch bestehenden Fabriken angewendet werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Siehe Kostendaten in den vier vorstehenden Anlagenbeispielen.

Anlagenbeispiele

Die meisten Sulfitzellstofffabriken in Europa haben die aerobe Abwasserbehandlung eingeführt. Viele Fabriken behandeln die Kondensate des Eindampfers in anaeroben Reaktoren vor (siehe Abschnitt 4.3.15), gefolgt von einer aeroben Behandlung gemäß der vorstehenden Beschreibung.

Referenzliteratur

Persönliche Kommunikation mit Betreibern vieler Sulfitzellstofffabriken.

4.3.17 Dritte Abwasserreinigungsstufe - chemische Fällung

Siehe Abschnitt 2.9.11.3.1.

4.3.18 Optimierung des Ablaugekessels durch Regelung der Feuerungsbedingungen

Beschreibung

Die Verbrennung der konzentrierten Ablauge erfolgt in einer oxidierten Atmosphäre mit leichtem Sauerstoffüberschuss (2 – 7 %). Geruchsbelastete organische Stoffe, die in vielen Fabriken von der Ablauge und bodennahen Schwachgasen freigesetzt werden, werden ebenfalls im Ablaugekessel verbrannt. Zum Belastungsausgleich oder für den Anfahrbetrieb, wird Heizöl oder Erdgas zugegeben. Während der Verbrennung werden die Kochchemikalien fast komplett (95 – 97 %) in eine feste Phase (MgO-Asche) und eine gasförmige Phase (SO₂ im Rauchgas) aufgespalten. Das gesamte MgO befindet sich in der Flugasche, die durch den Einsatz von Elektrofiltern oder Multizyklonen abgeschieden, in Wasser gelöst und dann zum Auswaschen von SO₂ aus dem Rauchgas verwendet wird. Die zurückgewonnenen Kochchemikalien MgO und SO₂ werden in die Kochanlage zurückgeführt.

Die konzentrierte Ablauge wird durch Sprühdüsen in den Kessel eingespritzt und in einer zweistufigen Verbrennung zur Verminderung der NO_x-Emissionen verbrannt. Von Anfang an wird die Verbrennung jedoch mit Überschusssauerstoff betrieben, um eine vollständige Verbrennung der Chemikalien zu gewährleisten und relativ hohe Temperaturen zu erreichen. Während der Verbrennung sollte sichergestellt sein, dass reines MgO ohne unverbrannte Rußpartikel gebildet wird ($\text{MgSO}_4 + \text{Ligninsulfonate} + \text{O}_2 \rightarrow \text{MgO} + \text{SO}_2 + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$). Diese Reaktion benötigt eine Temperatur von circa 1 250 °C oder höher. Somit erfordert der Rückgewinnungsprozess für Magnesiumbisulfit kontrollierte Oxidationsbedingungen (verbleibender Sauerstoffgehalt nach Verbrennung = <1,5 %), um die Bildung von MgSO₄ und SO₃ zu

minimieren und Temperaturen zwischen 1 250 °C und 1 300 °C zur Erzeugung einer sauberen Asche mit einer maximalen Reaktivität bei Kontakt mit Wasser.

Die Ablaugekessel von Sulfitzellstofffabriken ähneln Kesseln, die flüssige Brennstoffe mit einem hohen Aschegehalt einsetzen. Die Wärme des Rauchgases wird in einem herkömmlichen Zweizugkessel genutzt. In Abbildung 4.49 wird ein Beispiel für den Strom des heißen Rauchgases durch die Überhitzer, Speisewasservorwärmer und Luftvorwärmer vor dem Eintritt in den Elektrofilter, gefolgt von den mehrstufigen Wäschern dargestellt. Außerdem sind in Sulfitzellstofffabriken auch andere Kesselarten in Betrieb.

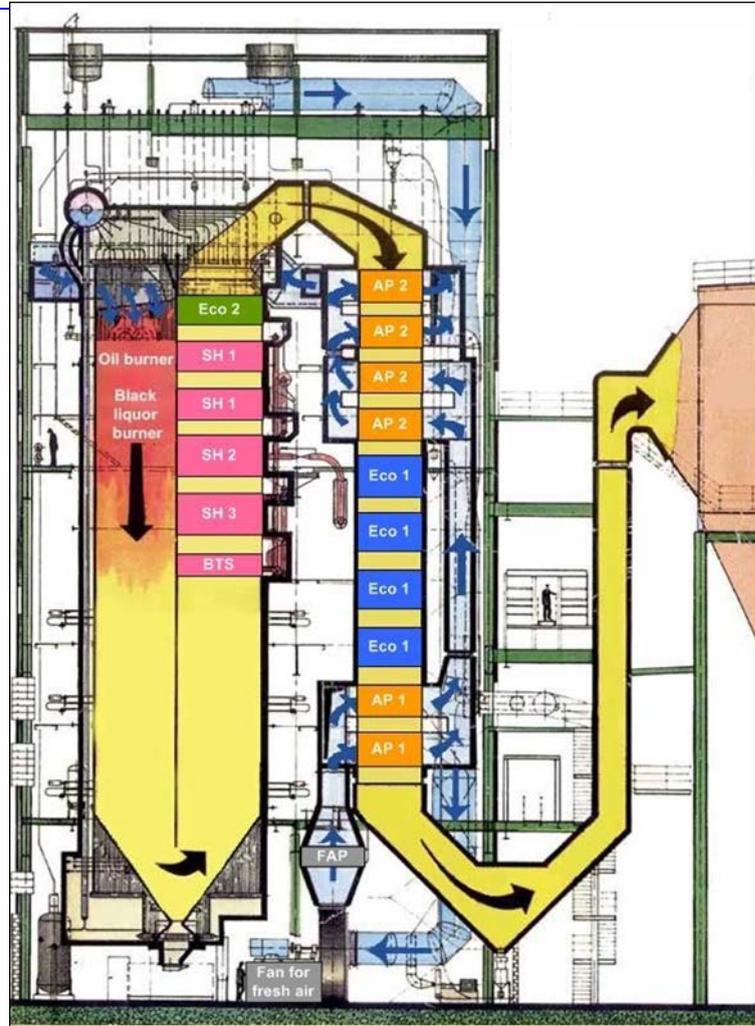


Abbildung 4.49: Schematisch Übersicht eines Ablaugekessels einer Sulfitzellstofffabrik (M-real Hallein, 1985)

Abhängig von der Art des installierten Kessels können die Emissionen von Stickoxiden durch modifizierte Verbrennungsbedingungen vermindert werden (Primärmaßnahmen). In einigen Fällen kann in Abhängigkeit vom Typ und der Konstruktion des Kessels, kühlere Luft in den Kessel geleitet werden, um die Flamme innerhalb des definierten Zieltemperaturfensters (ungefähr 1 200 °C) zu kühlen. Um einen Betriebsmodus mit optimierten NO_x-Emissionen zu erreichen, muss der Sauerstoffeintrag so niedrig wie möglich gehalten werden. Ab einem gewissen Punkt werden jedoch höhere CO-Konzentrationen gemessen. Wenn die Kohlenstoffoxidwerte steigen, kann mehr Sauerstoff in die Verbrennungskammer geleitet werden.

Durch die Konzipierung des Ablaugekessels, z. B. das Einspritzen konzentrierter Ablauge und die optimierte Vermischung von Ablaugetropfen und Verbrennungsluft, können die CO- und NO_x-Konzentrationen zu einem gewissen Grad verringert werden. Die Lastbedingungen haben keinen wesentlichen Einfluss auf die NO_x-Emissionen.

Erreichter Umweltnutzen

Die Technik verringert die NO_x-Emissionen und versucht gleichzeitig die CO-Emissionen zu mindern.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Ohne sekundäre Maßnahmen sind NO_x-Emissionen zwischen 200 mg/Nm³ und 300 mg/Nm³ (O₂-Gehalt 5 %) als Tagesmittelwerte erreichbar. Die Regelung der Feuerungsbedingungen ist beschränkt, da eine Temperatur von mindestens 1 150 – 1 200 °C in der Verbrennungskammer gewährleistet sein muss. Diese

hohen Temperaturen verursachen erhöhte NO_x-Konzentrationen am Auslass der Verbrennungskammer. Normalerweise sind CO-Konzentrationen im Bereich von 5 – 20 mg/Nm³ im Tagesmittel bei einem O₂-Gehalt von 5 % erreichbar. Es gibt relativ geringe Schwankungen der CO- und NO_x-Emissionen und es treten praktisch keine starken Spitzenwerte auf. Die in Tabelle 4.27 dargestellten Emissionswerte umfassen alle Betriebsbedingungen einschließlich des Anfahrens sowie die Zusatzfeuerung mit Heizöl oder Erdgas. Während des Anfahrens, Abfahrens, bei instationären Bedingungen oder Brennstoffwechseln (z. B. Gasbetrieb) liegen die Emissionen des Ablaugekessels am oberen Ende der in Tabelle 4.27 berichteten Bereiche. CO und NO_x werden kontinuierlich gemessen.

Tabelle 4.27: Gemessene CO- und NO_x-Werte von Ablaugekesseln von Sulfitzellstofffabriken

Sulfitzellstofffabrike	Art des Werts	CO (mg/Nm ³)	NO _x (als NO ₂) (mg/Nm ³)	NO _x (als NO ₂) (kg/Tonne)	Bemerkungen
Fabrik 1, DE, Papier Zellstoff [254, Kunz 2009]	Grenzwert	175	450	--	Daten aus dem gesamten Jahr 2008, 23 % Buche, 77 % Fichte. Bezugssauerstoffgehalt 3 %, Werte in Klammern beziehen sich auf einen O ₂ - Gehalt von 5 %.
	Jahresmittelwert	16 (14)	243 (216)	1,16	
	Minimum Tagesmittelwert	5 (4,5)	127 (113)		
	Maximum Tagesmittelwert	41 (36)	296 (263)		
Fabrik 2, AT, Chemiezellstoff [255, Peter 2009]	Grenzwert	--	325	--	Min.-Max.-Daten von zwei typischen Monaten; Jahresmittelwerte umfassen das ganze Jahr 2008; 100 % Buche; Anfahren des Ablaugekessels: 2007. Der Bezugssauerstoffgehalt beträgt 5 %.
	Jahresmittelwert	7	266	2,5 (**)	
	Minimum Tagesmittelwert	2	240		
	Maximum Tagesmittelwert	15	301		
Fabrik 3, AT, Papier Zellstoff [256, Kogler 2009]	Grenzwert	--	350(*)	--	Min.-Max.-Daten umfassen Daten von drei typischen Tagen; Jahresmittelwerte umfassen das ganze Jahr 2008; 100 % Fichte; Ablaugekessel wurde 1985 erbaut. Der Bezugssauerstoffgehalt beträgt 5 %.
	Jahresmittelwert	140	175	1,17	
	Minimum Tagesmittelwert	174	189		
	Maximum Tagesmittelwert	189	190		
Anmerkung: Alle Konzentrationswerte beziehen sich auf trockenes Rauchgas unter normalen Betriebsbedingungen (0 °C, 1 013 mbar). Die Grenzwerte beziehen sich auf Tagesmittelwerte. Die Daten stammen von Fabrikbesuchen im Jahr 2009 und persönlicher Kommunikation mit den Betreibern. (* In diesem Fall beziehen sich die Grenzwerte auf Halbstundenmittelwerte. (**) Da Chemiezellstofffabriken bei der Produktion von Cellulose für die Textilindustrie eine geringere Ausbeute haben, müssen sie mehr Trockensubstanz pro Tonne Zellstoff verbrennen. Daher liegt der Gasvolumenstrom bei einem Minimum von circa 8 000 m ³ /Tonne luro, wodurch höhere spezifische NO _x -Emissionsfrachten von ungefähr 2,5 kg/Tonne luro (als NO ₂) verursacht werden.					

Die Emissionsdaten von Fabrik 3 in Table 4.27 zeigen, dass durch den Betrieb des Ablaugekessels mit niedrigem Sauerstoffgehalt (circa 1,5 %) und höheren CO-Emissionen (circa 140 mg/Nm³ bei 5 % O₂) die NO_x-Emissionen ohne Sekundärmaßnahmen auf etwas unter 200 mg/Nm³ bei einem O₂-Gehalt von 5 % gesenkt werden können.

Medienübergreifende Auswirkungen

Durch diese Technik werden keine Nebenwirkungen für die Umwelt oder Nachteile für andere Medien verursacht.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Maßnahmen gelten sowohl für neue als auch bestehende Fabriken.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Umweltschutzbestimmungen und das Ziel der Betreiber, die Ablaugekessel effizient zu betreiben (vollständige Verbrennung, Regelung der Verbrennungstemperatur, niedrige Emissionen) sind die Hauptgründe für die Einführung dieser Technik.

Anlagenbeispiele

Viele bestehende Zellstofffabriken in Europa haben die vorstehend erörterten Ablaugekessel eingeführt und betreiben diese. Bei der Lenzing AG, AT, (2007) und Sappi Saiccor, Südafrika, (2008), die jeweils Chemiezellulose (Chemiezellstoff) herstellen, wurden kürzlich neue Sulfitablaugekessel erbaut.

Referenzliteratur

[267, Lenzing 2009]

4.3.19 Gestufte Ablaugeeinspritzung

Beschreibung

Die Einspritzung von Sulfitablauge in den Kessel auf verschiedenen Kesselebenen verhindert die Bildung von NO_x und sorgt für eine vollständige Verbrennung.

Erreichter Umweltnutzen

Die Reduzierung der NO_x-Emissionen von Ablaugekesseln.

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Anwendbar bei neuen großen Ablaugekesseln und umfangreicheren Nachrüstungen.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Verbesserung der Wärmeverteilung im gesamten Ablaugekessel.

4.3.20 SNCR (Eindüsung von Ammoniak oder Harnstoff) im Ablaugekessel

Beschreibung

In Bezug auf die Emissionen von Ablaugekesseln kann eine Verringerung der NO_x durch das Eindüsen von NH₃ unter guten Vermischungsbedingungen und Temperaturen im Bereich von 800 – 1 000 °C erreicht werden. Für die Reduzierung von NO_x ist kein Katalysator erforderlich. Daher wird dieser Prozess „selektive nichtkatalytische Reduktion“ (SNCR) genannt. Es findet keine Anwendung der „selektiven katalytischen Reduktion“ (SCR) in Ablaugekesseln von Sulfitzellstofffabriken der europäischen Papierindustrie statt, obwohl es technisch möglich sein sollte.

Eine Anlage zur SNCR für einen Sulfitzellstoffablaugekessel besteht aus einer Lager- und Dosierstation für die Reduktionsmittel (NH₃ oder Harnstoff), Zuleitungsrohren, Geräten zum Eindüsen der Reaktionssubstanzen in den geeigneten Bereich des Ablaugekessels und der Reaktionszone, in der die

Reduktion der NO_x stattfindet. Wenn ein bestehender Ablaugekessel mit der SNCR-Technik nachgerüstet wird, muss die Verbrennungskammer entsprechend angepasst werden: Für die Ammoniakwassereinlässe müssen winzige Löcher gebohrt werden und Lanzen und Rohre müssen installiert werden. Das eingedüστε Ammoniak reagiert mit NO zu N_2 und Wasser. Ein kleiner Anteil kann aus der Reaktionszone in Form unerwünschter Ammoniakemissionen entweichen (der „Ammoniakschlupf“). Das Eindüsten des NH_3 muss in einem geeigneten Stadium erfolgen, in dem das optimale Temperaturfenster (in der untenstehenden Beispielfabrik bei $910 - 920^\circ\text{C}$) ermittelt werden kann (siehe Abbildung 4.50).

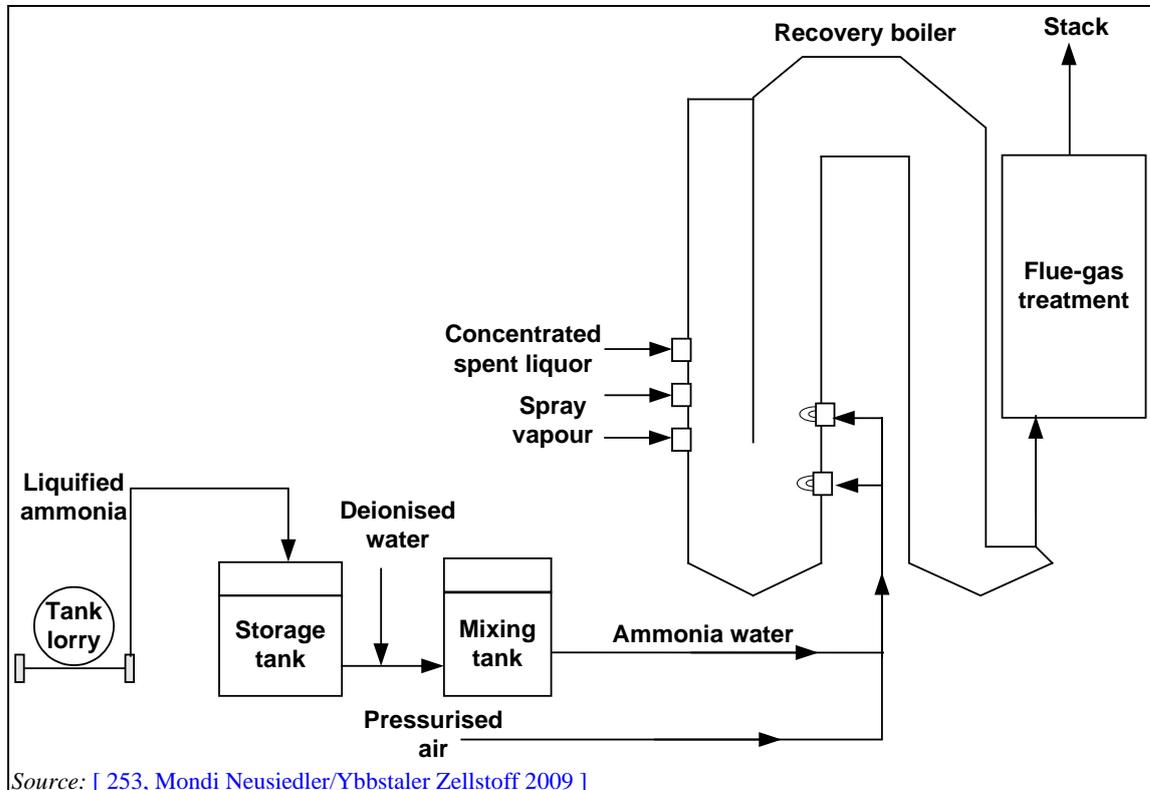


Abbildung 4.50: Schematische Darstellung der Ammoniakindüsung in den Ablaugekessel

Erreichter Umweltnutzen

Die SNCR-Technik ermöglicht die Verringerung der Stickoxidemissionen durch Zugabe eines Reduktionsmittels (Ammoniakwasser oder Harnstoff). Weitere Einzelheiten sind unter der nachfolgenden Überschrift „Umweltleistung und Betriebsdaten“ aufgeführt (AT, SE).

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die untenstehenden Beispiele enthalten auf praktischen Erfahrungen mit dieser Technik beruhende Einzelheiten. Der Betrieb und die Leistungsfähigkeit der SNCR-Technik bei Sulfitzellstoffablaugekesseln unterscheidet sich zu einem gewissen Grad bei den Fabriken, die diese Technik eingeführt haben. Es gibt Unterschiede in Bezug auf die verwendeten Reduktionsmittel, die Dosierung und die zu erreichenden Sollwerte. In allen bekannten Fällen erfüllt die SNCR-Technik jedoch die erwarteten Ergebnisse und wird ohne technische Probleme betrieben. Sie wird als stabiler Prozess betrachtet.

Beispiel: Mondi Neusiedler GmbH und Ybbstaler Zellstoff GmbH
i) Hauptdaten

Die Fabrik nutzt das saure Bisulfitzellstoffverfahren. 2008 betrug die Nettozellstoffproduktion 50 000 Tonnen luro. Es werden nur Hackschnitzel verwendet und der Anteil der verwendeten Holzarten liegt bei 98 % Fichte und 2 % Tanne. Als Basis wird Magnesiumoxid verwendet, das Baujahr der SNCR-Anlagen ist 1993/94 und der Gasvolumenstrom liegt bei circa 6 600 Nm³/Tonne luro (trocken, normale Betriebsbedingungen), was ungefähr 880 000 Nm³/Tag entspricht. Eine kleine Menge Rohgas wird zur Flamme zugegeben, um die Verbrennung zu unterstützen (1 500 Nm³/Tag) und die thermische Nennleistung beträgt 21,5 MW_{th}. Neben der konzentrierten Ablauge wird außerdem Bioschlamm aus der Abwasserbehandlungsanlage im Ablaugekessel verbrannt (60 – 70 Tonnen Bioschlamm pro Tag bei einem Trockensubstanzgehalt von 4 – 6 %; der Schlamm wird durch Pressen und Sedimentierzentrifugen auf ungefähr 20 % DS entwässert). Der Anteil der Biomasse an der gesamten Masse, die im Ablaugekessel verbrannt wird, beträgt ungefähr 4 – 6 %. Circa 9,5 m³ der konzentrierten Kochflüssigkeit werden pro Stunde im Ablaugekessel verbrannt (einschließlich Bioschlamm).

ii) Betriebserfahrungen

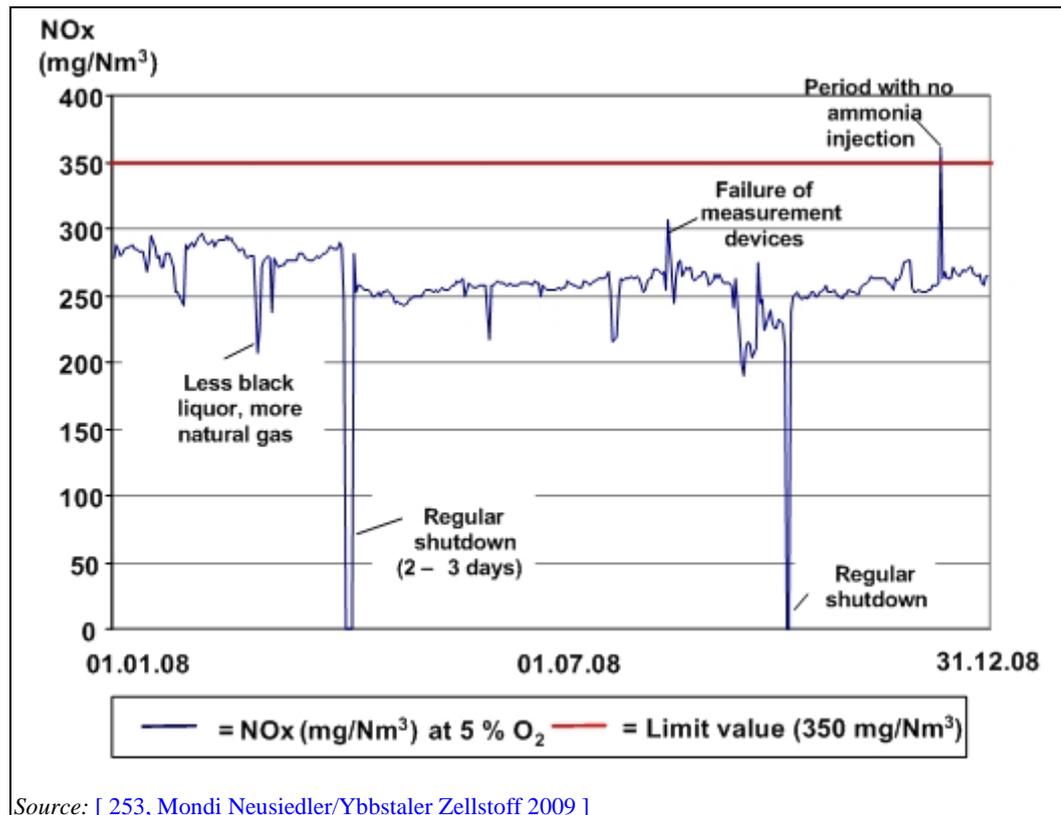
Für die Eindüsung des verdünnten Ammoniaks wurden einige Änderungen am Ablaugekessel vorgenommen: Für den Ammoniakwassereinlass mussten winzige Löcher gebohrt werden und Zuleitungsrohre wurden installiert (siehe Abbildung 4.50 oben). Das Ammoniak wird durch ein Gaspendelsystem in einen doppelwandigen Lagertank gefüllt. Die Fabrik setzte bereits Ammoniak ein, da Ammoniak auch zur Konditionierung des Kesselspeisewassers verwendet wird. Aus dem Lagertank für verflüssigten Ammoniak (25 %) kommend, wird das Reduktionsmittel mit Deionat gemischt, so dass eine 10 – 11 %-ige Ammoniakwasserlösung entsteht. Die Mischung wird bei 910– 920 °C in die Verbrennungskammer eingedüst. Die Dosierung des NH₃-Wassers wird durch den kontinuierlich gemessenen NO_x-Sollwert bestimmt, der von den durch die zuständige Behörde festgelegten Anforderungen abhängt. Die derzeitige Dosierung liegt bei circa 50 l/h bei einem mittleren Rauchgasvolumenstrom von 35 000 – 37 000 Nm³/h (ungefähr 1,5 ml NH₃/Nm³). Während einer Betriebsdauer von mehr als 10 Jahren wurden keine negativen Auswirkungen auf den Chemikalienrückgewinnungszyklus beobachtet.

iii) Erreichte Umweltleistung: Die NO_x-Konzentration im Rauchgas des Ablaugekessels der Beispielfabrik ist höher als in anderen Fabriken, da im Ablaugekessel ebenfalls Bioschlamm aus der Abwasserbehandlungsanlage verbrannt wird. 1994 wurde die Leistungsfähigkeit der neuen Anlage nach der Aufnahme des Betriebs durch den TÜV Bayern, Österreich, getestet. Vor 1994, das heißt ohne die Zuführung von Bioschlamm in den Ablaugekessel wurde die Konzentration der NO_x im Abgas des Ablaugekessels mit einem Wert von circa 220 mg/Nm³ (5 % O₂) bestimmt. Als die konzentrierte Ablauge zusammen mit 4,5 % Bioschlamm verbrannt wurde, lagen die NO_x-Emissionen bei ungefähr 340 – 350 mg NO_x (als NO₂)/Nm³ (5 % Sauerstoffgehalt, normale Betriebsbedingungen, trockenes Gas). Durch die Eindüsung von circa 80 l Ammoniakwasser pro Stunden konnte die mittlere Konzentration auf ungefähr 185 mg NO_x/Nm³ gesenkt werden. Die CO-Konzentration betrug zur gleichen Zeit circa 30 mg/Nm³ (5 % O₂). Bei dieser Dosierung wurde kein relevanter Ammoniak schlupf festgestellt (<1 mg NH₃/Nm³), [251, TÜV-Bayern 2009].

Um einen Betrieb weit unter dem derzeitigen Grenzwert zu erreichen und Kosten für Chemikalien einzusparen, liegt der NO_x-Sollwert heute bei 250 mg/Nm³ (5 % O₂). Um diesen Wert zu erreichen, werden ungefähr 50 l NH₃ pro Stunde in den Ablaugekessel eingedüst (dies entspricht circa 8 – 9 l NH₃/Tonne luro). Testergebnisse und praktische Erfahrungen haben gezeigt, dass sogar noch niedrigere Werte erreicht werden könnten [251, TÜV-Bayern 2009]: 185 mg NO_x/Nm³ bei 5 % O₂ und einer Ammoniakdosierung von circa 80 l/h, ohne dass ein relevanter Ammoniak schlupf festgestellt wird.

Normalerweise schwanken die NO_x sehr wenig und es gibt nur geringe Schwankungen von circa 270 mg/Nm³, z. B. während des Rußausblasens von den Überhitzerheizflächen (siehe Abbildung 4.51). Die Spitze im August, die in Abbildung 4.51 dargestellt ist, wurde durch eine Störung des Messgeräts verursacht. An einem Tag im Dezember wurde die Ammoniakdosierung unterbrochen, so dass die Emissionen ohne SNCR ersichtlich sind (circa 370 mg/Nm³). Im April und Oktober sind drei Tage

Abschaltung des Ablaugekessels für geplante Wartungsvorgänge ersichtlich. Wenn weniger konzentrierte Kochflüssigkeit und mehr Erdgas geheizt wird, treten niedrigere Spitzen auf.



Source: [253, Mondi Neusiedler/Ybbstaler Zellstoff 2009.]

Abbildung 4.51: Tagesmittelwerte für NO_x-Emissionen vom Ablaugekessel gemäß den Wertbestimmungen durch das automatische Emissionsüberwachungssystem im Jahr 2008

NO_x und CO werden kontinuierlich gemessen durch automatische NO_x-Messgeräte (Chemilumineszenz) und CO-Messgeräte (Infrarotabsorption). Der Ammoniakschlupf wird periodisch einmal alle drei Jahre durch einen externen Prüfer gemessen (z. B. wurden im März 2009 Messergebnisse von 0,3 mg NH₃/Nm³; im Jahr 2006 von 0,4 mg NH₃/Nm³ gemäß der ÖNORM M 6242 erzielt).

Die NO_x-Emissionen, die als Jahresmittelwert angegeben werden, betragen derzeit 262 mg NO₂/Nm³ (bei 5 % O₂), was 1,68 kg NO_x/Tonne lutro mit Ammoniakeindüsung entspricht. Ohne Ammoniakeindüsung wären die NO_x-Emissionen circa 20 - 30 % höher.

In Tabelle 4.28 sind die unter Verwendung der Ammoniakeindüsung (SNCR) erreichten gemessenen Emissionswerte zusammengefasst, die in der Emissionserklärung 2008 angegeben wurden. Für den Ammoniakschlupf hat die zuständige Behörde einen Grenzwert von 10 mg NH₃/Nm³ festgelegt; die gemessenen Werte lagen immer unter 1 mg NH₃/Nm³ (gemessen gemäß VDI-Richtlinie 3496).

Tabelle 4.28: Gemessene NO_x- und CO-Emissionen eines Ablaugekessls in einer österreichischen Sulfitzellstofffabrik (21,5 MW_{th})

	NO _x (als NO ₂) ohne SNCR	NO _x (als NO ₂) mit SNCR	CO	Zellstoffproduktion	Gasvolumenstrom (3)	NO _x (als NO ₂)	CO
Einheiten	mg/Nm ³	mg/Nm ³	mg/Nm ³	Tonne lutro/Mon	Nm ³ /Tonne lutro	kg/Tonne lutro(2)	kg/Tonne lutro
Grenzwert (1)		350	50				
Jan	330 - 350	278	8	3 928	6 542	1,82	0,05
Feb		287	17	3 824	6 909	1,98	0,12
März		273	16	4 085	6 448	1,76	0,10
April		258	19	3 508	6 517	1,68	0,12
Mai		254	21	4 339	6 711	1,70	0,14
Juni		257	16	4 282	6 281	1,61	0,10
Juli		256	25	4 480	6 297	1,61	0,16
Aug		265	24	4 454	6 284	1,67	0,15
Sep		244	34	4 068	6 368	1,55	0,22
Okt		247	26	3 654	6 344	1,57	0,16
Nov		260	25	4 299	6 087	1,58	0,15
Dez		263	33	4 229	6 430	1,69	0,21
Jahresmittelwert	--	262	22	4 096	6 434	1,69	0,14
Monatsmittelwert	--	244-287	8-33	--	--	1,55-1,98	0,05-0,22
Tagesmittelwert (Bereich)(3)	--	200-290	5-45	--	--	--	--
Anmerkung:							
(1) Die Emissionsgrenzwerte und die gemessenen Werte einschließlich des Gasvolumenstroms beziehen sich auf Tagesmittelwerte unter Standardbedingungen (0 °C, 1 013 mbar, nach Abzug des Wasserdampfgehaltes (trockenes Gas)). Bezugs-O ₂ -Gehalt: 5 %. Gemäß dem österreichischen Luftschutzgesetz dürfen 95 % aller Tagesmittelwerte die festgelegte Massekonzentration nicht übersteigen.							
(2) Die spezifische Fracht (kg/Tonne lutro) wird berechnet, indem der Monatsmittelwert der Konzentration (mg/Nm ³) mit dem mittleren Rauchgasvolumen (Nm ³ /h) und den Betriebsstunden (h) pro Monat multipliziert wird. Die gesamte jährliche Fracht aller 12 Monate (kg NO _x) wird addiert und dann durch die jährliche Zellstoffproduktion (Tonne lutro) geteilt. Der Ablaugekessel war 2008 für 8 603 Stunden in Betrieb.							
(3) Der Stillstand des Kessels, Ausfälle des Messgeräts und der Ammoniakdosierung sind nicht enthalten.							

Es gibt eine weitere SNCR-Anwendung in den zwei Ablaugekesseln der Sulfitzellstofffabrik von Stora Enso in Nymölla in Schweden. Die Fabrik betreibt die Ablaugekessel bei hoher Leistung. Zur Verringerung der NO_x-Emissionen wird eine 35 %-ige Harnstofflösung mit Zusatzstoffen (organische Amine) in die Ablaugekessel eingedüst. Der Umgang mit diesen Chemikalien ist einfacher und sicherer, sie sind jedoch auch teurer als Ammoniak. Circa 7 – 8 kg Harnstofflösung/Tonne lutro werden zu den Ablaugekesseln hinzugegeben, wodurch die NO_x-Konzentration in den Rauchgasen um ungefähr 20 – 30 % verringert wird. Die Erfahrung hat gezeigt, dass die Zugabe von mehr Harnstoff nicht zu niedrigeren Werten führt. NO_x und CO werden kontinuierlich gemessen und an das Fabrikinformationssystem gemeldet. Der Jahresmittelwert der NO_x in den Rauchgasen des kleineren Ablaugekessels beträgt 150 ppm (oder 308 mg/Nm³). Der NO_x-Wert des größeren Ablaugekessels beträgt 115 ppm (oder 236 mg/Nm³), wobei der O₂-Gehalt nicht angegeben ist.

Wenn keine Harnstofflösung verwendet worden wäre, würden die Konzentrationen geschätzt bei 370 – 400 mg NO_x/Nm³ bzw. 287 – 308 mg NO_x/Nm³ liegen. Das bedeutet, dass eine Einstellung der Zugabe des Reduktionsmittels, eine Erhöhung der NO_x-Emissionen um ungefähr 20 – 30 % zur Folge hätte. Der mögliche Ammoniakslupf wird periodisch durch externe Prüfer gemessen. Der Wert lag immer unter der Nachweisgrenze.

Medienübergreifende Auswirkungen

Durch die Verwendung der SNCR werden keine festen oder flüssigen Rückstände erzeugt. Zur Reduktion von NO_x wird eine Chemikalie als Reduktionsmittel benötigt. Im Fall von Mondi Neusiedler wurden 2008 im Mittel 3 000 kg Ammoniak pro Monat (mit 25 %) in den Ablaugekessel eingedüst, was insgesamt 34 Tonnen NH₃/Jahr (bei 25 %) ergibt, um die NO_x-Werte von circa 320 mg/Nm³ auf 250 – 260 mg/Nm³ (bei 5 % O₂) zu senken. Dies entspricht einer Senkung von circa 60 mg NO_x/Nm³.

Bei einem täglichen Rauchgasvolumenstrom von 880 000 Nm³/Tag, werden circa 53 kg NO_x/Tag oder circa 19 Tonnen NO_x/Jahr abgebaut. Das bedeutet, dass ein Verhältnis von Ammoniakzufuhr zu abgebautem NO_x von circa 1,8 angewendet wird, bzw. dass für die Reduktion von 1 kg NO_x im Rauchgas 1,8 kg NH₃ (Ammoniak, 25 % davon werden auf ungefähr 10 – 11 % verdünnt) benötigt werden.

Die Leistungsfähigkeit der SNCR-Technik wird durch den unerwünschten „Ammoniaksschlupf“ im Rauchgas begrenzt, der normalerweise durch die Luftschutzgesetzgebung und die Kosten für das Ammoniak, das in den Ablaugekessel eingedüst werden muss, eingeschränkt wird. Um den Ammoniaksschlupf so niedrig wie möglich zu halten, wird ein hohes Verhältnis von NH₃:NO_x vermieden. Bei Mondi Neusiedler (Ammoniakreduktion auf einen Sollwert von 250 mg NO_x/Nm³), wurde ein Grenzwert von 10 mg/Nm³ für den NH₃-Schlupf von der zuständigen Behörde festgelegt. Bei periodischen Messungen wurden keine relevanten NH₃-Emissionen gemessen, d. h. die Emissionswerte liegen normalerweise unter 1 mg NH₃/Nm³ (z. B. wurden im März 2009 0,3 mg NH₃/Nm³ gemessen). Auch innerhalb von Testzeiträumen oder während besonderer Betriebsbedingungen, bei denen die NO_x-Emissionswerte durch Ammoniakeindüsung von circa 330 – 350 mg/Nm³ auf 180 – 170 mg/Nm³ gesenkt wurden, was einem NO_x-Minderungsgrad von circa 50 % entspricht, wurde kein relevanter Ammoniaksschlupf nachgewiesen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Nachrüstung bestehender Ablaugekessel kann aufgrund von problematischer Belagbildung und den damit verbundenen erhöhten Reinigungs- und Wartungsanforderungen eingeschränkt sein. Für Fabriken auf Ammoniakbasis wurde keine Anwendung der Technik gemeldet, aber aufgrund der spezifischen Bedingungen im Abgas wird nicht davon ausgegangen, dass die SNCR irgendwelche Auswirkungen hat. Aufgrund der Explosionsgefahr nicht anwendbar für Fabriken auf Natriumbasis.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

1994 betragen die Investitionskosten für die SNCR-Anlagen 250 000 Euro. 2009 wurden die Investitionskosten auf 400 000 Euro geschätzt. Da der Prozess 1993 als innovativ betrachtet wurde, erhielt die Beispielfabrik in AT circa 30 % Umweltschutzbeihilfen für das Projekt. Die Betriebskosten liegen bei circa 2 000 – 3 000 Euro Wartungskosten pro Jahr und circa 5 500 Euro pro Jahr für Ammoniak (1 Tonne NH₃, 25 %, kosteten 2008 ungefähr 157 Euro). In Bezug auf eine hergestellte Tonne Zellstoff liegen die Betriebskosten im Bereich von 0,15 Euro/Tonne luto.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Beispielfabrik hatte keinen Rindenkessel in Betrieb, da zur Zellstoffherstellung nur Sägewerksabfall verwendet wurde. Daher war geplant, den entwässerten Bioschlamm aus der Abwasserbehandlungsanlage zusammen mit der konzentrierten Ablauge im Ablaugekessel zu verbrennen. Dadurch wären höhere NO_x-Emissionen verursacht worden. Die zuständige Behörde forderte das Unternehmen auf, die NO_x-Emissionen zu verringern. 1993 wurde das SNCR-Projekt zusammen mit der Verbrennung des entwässerten Bioschlammes im Ablaugekessel umgesetzt. Die Beispielfabrik 2 in SE betreibt die Ablaugekessel bei maximaler Auslegungsleistung bei hohen Temperaturen. Die zuständigen Behörden forderten sie vor mehr als 10 Jahren auf, NO_x-Minderungsmaßnahmen umzusetzen.

Anlagenbeispiele

Mondi Neusiedler GmbH und Ybbstaler Zellstoff, AT, Stora Enso Nymölla, SE, und Sappi Ehingen, DE, haben die SNCR an einem der zwei Ablaugekessel eingeführt.

Referenzliteratur

[247, TÜV Süd 2009], [251, TÜV-Bayern 2009], [253, Mondi Neusiedler/Ybbstaler Zellstoff 2009].

4.3.21 Elektrofilter oder Multizyklone und mehrstufige Venturiwäscher oder nachgeschaltete mehrstufige Wäscher mit doppeltem Einlass am Ablaugekessel

Beschreibung

Der Ablaugekessel ist die Hauptquelle von SO_2 - und Partikelemissionen in einer Sulfitzellstofffabrik. Andere Punktquellen sind der Biomasse- oder Rindenkessel, Steamblocks oder andere vor Ort betriebene Verbrennungseinheiten (siehe Abschnitt 2.6). Zu berücksichtigende verfahrensbedingte diffuse SO_2 -Emissionen werden normalerweise erfasst und als Verbrennungsluft in den Ablaugekessel eingeleitet (siehe Abschnitt 4.3.22).

Die in der Kochanlage verwendeten Chemikalien liegen in Form leichter MgO -Asche und der Schwefel als SO_2 im Rauchgas vor. Das MgO wird in einem Nasswäscher zu einem MgOH -Schlamm zurückgewonnen, der mit dem SO_2 reagiert, um in einem anderen Wäscher frische Kochflüssigkeit zu bilden. In Sulfitzellstofffabriken dient die Rückgewinnungsanlage zugleich zur Rauchgasreinigung und zur Rückgewinnung der Kochchemikalien.

Die Staubabtrennung erfolgt in einem Elektrofilter oder einem Multizyklon. Normalerweise sind diese so dimensioniert, dass das gereinigte Gas, das den Filter verlässt maximal 50 mg Staub/Nm^3 freisetzt.

Im Sulfitprozess auf Magnesiumbasis besteht der im Elektrofilter zurückgehaltene Staub hauptsächlich aus MgO sowie aus geringen Anteilen aus K-, Na- bzw. Ca-Verbindungen. Die zurückgewonnene MgO -Asche wird in Wasser suspendiert und durch Waschen und Ablöschen in Mg(OH)_2 umgewandelt; dieses wird dann als alkalische Waschlösung in den mehrstufigen Wäschern verwendet, um die Schwefelbestandteile der Kochchemikalien zurückzugewinnen. Nach der Staubabtrennung wird das Rauchgas abgekühlt, indem es durch einen mit Wasser betriebenen Kühlwäscher geleitet wird; anschließend wird es in einen mindestens dreistufigen Rauchgaswäscher geleitet, in dem die SO_2 -Emissionen mit dieser alkalischen Lösung abgetrennt werden. Die Mg(OH)_2 -Lösung wird als Waschmedium im Gegenstrom zum SO_2 -angereicherten Rauchgasstrom bewegt und zu Magnesiumbisulfid ($\text{Mg(HSO}_3)_2$) umgewandelt. Die Lösung wird am ersten Wäscher mit der höchsten SO_2 -Konzentration entfernt. Die einzelnen Stufen der Wäscher werden gemäß dem pH-Wert betrieben und kontrolliert. Das Produkt der Wäscher ist die verdünnte Säure. Die SO_2 -angereicherte Lösung wird zur Laugenzubereitung zurückgeführt, wo Zusatz- SO_2 zugegeben wird.

Im Sulfitprozess auf Ammoniumbasis kann die Basischemikalie Ammoniak (NH_3) nicht zurückgewonnen werden, da diese bei der Verbrennung in Stickstoff zerfällt. In diesem Fall wird eine 100 % frische NH_3 -Lösung als Reinigungsmittel benötigt.

In Abbildung 4.52 ist ein vereinfachtes Flussdiagramm einer Rauchgasentschwefelungsanlage und ihre Integration in die Kochchemikalienzubereitung dargestellt.

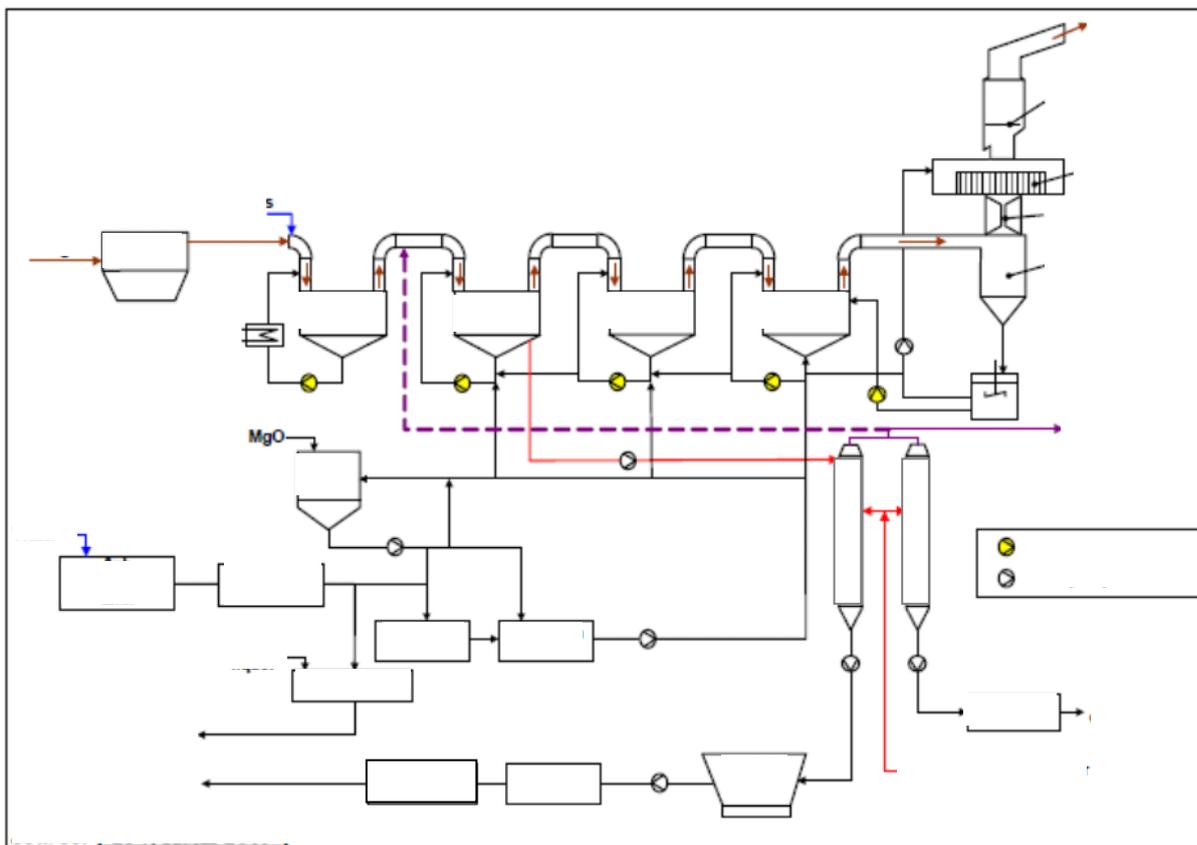


Abbildung 4.52: Vereinfachtes Flussdiagramm einer Rauchgasentschwefelungsanlage (mehrstufige Wäscher und letzter Wäscher) und ihre Integration in die Kochchemikalienzubereitung

Erreichter Umweltnutzen

Durch die Verwendung dieser Technik wird ein Großteil der Kochchemikalien zurückgewonnen, was zu wesentlichen Rohstoffeinsparungen führt. Die Chemikalienrückgewinnung (beim Magnesiumsulfitprozess) verringert gleichzeitig die Staubemissionen auf fast Null und das anfangs sehr SO_2 -reiche Abgas wird bei normalen Betriebsbedingungen auf Werte von circa $100 - 300 \text{ mg SO}_2/\text{Nm}^3$ gereinigt.

Umwelleistung und Betriebsdaten

In allen Sulfitzellstofffabriken werden verschiedene Arten von Wäschern zur Rückgewinnung von SO_2 eingesetzt, um Chemikalien aus der Ablauge zurückzugewinnen. Die Rückgewinnungsrate für SO_2 kann bei $99,4 - 99,8 \%$ im Vergleich zu den unbehandelten Emissionen, die den Ablaugekessel verlassen, liegen.

Bei Ablaugekesseln von Sulfitzellstofffabriken müssen in Hinsicht auf die Emissionsdaten in den meisten Fabriken zwei unterschiedliche Betriebsbedingungen unterschieden werden: „Normale Betriebsbedingungen“ und Phasen des „sauren Betriebs“ (Spülen und Reinigen von Verkrustungen in den Nassabscheidern und Wäschern). Letzteres bezeichnet einen Betriebsmodus, in dem die Wäscher gereinigt werden, um Verkrustungen durch Magnesiummonosulfid (MgSO_3) zu vermeiden. Unerwünschtes nicht leicht lösliches MgSO_3 bildet sich in Rohren, Tanks und Wäschern und führt im Laufe der Zeit zu Belagbildung und Verkrustungen, wenn es nicht regelmäßig gereinigt wird. Während des „sauren Betriebs“ wird das SO_2 -haltige Rauchgas in den Wäscher geleitet, der ohne Zugabe von $\text{Mg}(\text{OH})_2$ zur Waschflüssigkeit, die in den Wäschern zirkuliert, betrieben wird. Dies führt zu einer Abnahme der pH-Werte und löst das Magnesiummonosulfid. Während der Reinigungszyklen des Wäschers steigen die Emissionen an, da einer der Wäscher oder der letzte Wäscher nicht in Betrieb ist, was durch die verbleibenden Wäscher ausgeglichen werden muss. Gängige Häufigkeiten und Abstände für den sauren Betrieb sind circa 12-mal pro Jahr und insgesamt circa 96 Stunden pro Jahr, in denen einer der Nassabscheider oder Wäscher nicht in Betrieb ist und die anderen Wäscher die Entschwefelung der

Rauchgase übernehmen. Insgesamt kann der saure Betrieb ungefähr acht Stunden pro Monat dauern und ein Reinigungszyklus kann eine Dauer von sechs Stunden haben. Normalerweise benötigen Nassabscheider oder Wäscher, die mit höheren pH-Werten betrieben werden, häufiger eine saure Spülung. Eine deutsche Fabrik hat beispielsweise angegeben, dass für den letzten Wäscher nach den vierstufigen Nassabscheidern, der mit dem höchsten pH-Wert betrieben wird (Sulfitstufe), die maximal zulässige Betriebszeit pro Reinigung unter „saurem Betrieb“ neun Stunden beträgt und insgesamt 365 Stunden pro Jahr nicht übersteigen sollte. Andere Fabriken können auch kürzere Zeiträume für die präventive Spülung der Wäscher anwenden. Die Ergebnisse der von den Fabriken gemeldeten Daten sind in Abbildung 4.53 dargestellt.

Die Reinigung der Rauchgasentschwefelungsanlage kann durch die Abschaltung der Wäscher nacheinander oder die komplette Außerbetriebnahme der Wäscher während der Reinigung erfolgen. Die letztere Option führt zu höheren Emissionen, so dass einige Fabriken ihr Verfahren nachrüsten mussten, indem sie zum Beispiel einen zusätzlichen Wäscher hinzufügten, um zu gewährleisten, dass immer eine ausreichende Anzahl an Nassabscheidern/Wäschern in Betrieb ist. Trotz der vorbeugenden Reinigung der Rauchgasentschwefelungsanlage einmal oder zweimal pro Jahr, erfolgt eine komplette Wartung oder Durchsicht des Geräts während der jährlichen Abschaltung der Fabrik.

In den meisten Fällen sollten diese zwei unterschiedlichen Betriebsbedingungen berücksichtigt werden, wenn die Emissionen als Konzentrationen ($\text{mg SO}_2/\text{Nm}^3$) angegeben werden. Dagegen umfasst die spezifische SO_2 -Fracht, die als $\text{SO}_2/\text{Tonne luro}$ angegeben wird, gewöhnlich alle Betriebsmodi im Verlauf des Jahres und schließt daher auch alle Betriebsbedingungen mit ein. In Deutschland und Österreich gibt es zum Beispiel unterschiedliche Grenzwerte für „normale Betriebsbedingungen“ und „außergewöhnliche Reinigungsarbeiten“.

Variationen der beschriebenen Staub-/ SO_2 -Minderungssysteme werden in allen Sulfitfabriken auf Magnesiumbasis angewendet. Es werden jedoch verschiedene Reinigungsleistungen für die SO_2 -Abscheidung angegeben. Die SO_2 -Emissionen hängen auch von der Auslegung und dem Betrieb der Rauchgaswäscher ab. Die Staubemissionen hängen auch von der Auslegung des Tropfenfängers nach dem letzten Wäscher sowie der verwendeten Holzart ab (siehe Beispiel 2 weiter unten). Die Werte für die freigesetzten Schwefeldioxidemissionen stehen in engen Zusammenhang mit dem System zur Ablaugenrückgewinnung (siehe Abbildung 4.30). Das Rauchgas aus der Verbrennung der konzentrierten Schwarzlauge enthält eine beträchtliche Menge an gasförmigen SO_2 , welche von der Sulfitität der Ablauge abhängt. Um mehr reines SO_2 (und nicht nur Bisulfite) zurückzugewinnen und die Qualität der zurückgewonnenen Rohsäure zu erhöhen, haben einige Fabriken eine SO_2 -Verflüssigungsstufe für die Verflüssigung hochbelasteter SO_2 -haltiger Abgase aus den Kochern eingeführt (zwei Fabriken in DE und AT). Eine weitere, jedoch teurere Technik zur erhöhten Rückgewinnung von SO_2 aus dem Rauchgas stellt die Abscheidung von Magnesiummonosulfit und dessen Umwandlung in Magnesium und flüssiges SO_2 in einem separaten Ofen dar (eine Fabrik in AT). Durch diese Maßnahme wird auch der Bedarf an frischem Zusatzschwefeldioxid verringert, der in einigen Fällen die Rückgewinnung von SO_2 aus dem Rauchgas ebenfalls einschränken kann.

Zur Verminderung dieser Emissionen sind eine gut gewählte Konzeption und ein sorgfältiger Betrieb aller Emissionsminderungsgeräte (Multizyklon oder Elektrofilter, mehrstufiger Wäscher) notwendig.

Bei normalen Betriebsbedingungen werden $100 - 300 \text{ mg SO}_2/\text{Nm}^3$ als Tagesmittelwert mit einem Bezugssauerstoffgehalt von 5 % erreicht. Das Schwefeldioxid wird kontinuierlich gemessen und an den Computer geleitet, der die Online-Aufzeichnung des Emissionsprofils durchführt.

Während der regelmäßigen Spülung und Reinigung der Nassabscheider/Wäscher im „sauren Betrieb“, erhöhen sich die SO_2 -Konzentrationen im Rauchgas und es können Werte bis zu $300 - 500 \text{ mg}/\text{Nm}^3$ mit einigen höheren Werten bis zu $650 \text{ mg SO}_2/\text{Nm}^3$ als Tagesmittelwert und mit einem Bezugssauerstoffgehalt von 5 % erzielt werden. Einige Fabriken geben insbesondere während des Reinigungsbetriebs etwas höhere SO_2 -Emissionen an. Die Reinigung der Wäscher erfolgt normalerweise einmal oder zweimal pro Monat und dauert 6 – 12 Stunden. Die Staubemissionen werden vom „sauren Betrieb“ nicht beeinflusst.

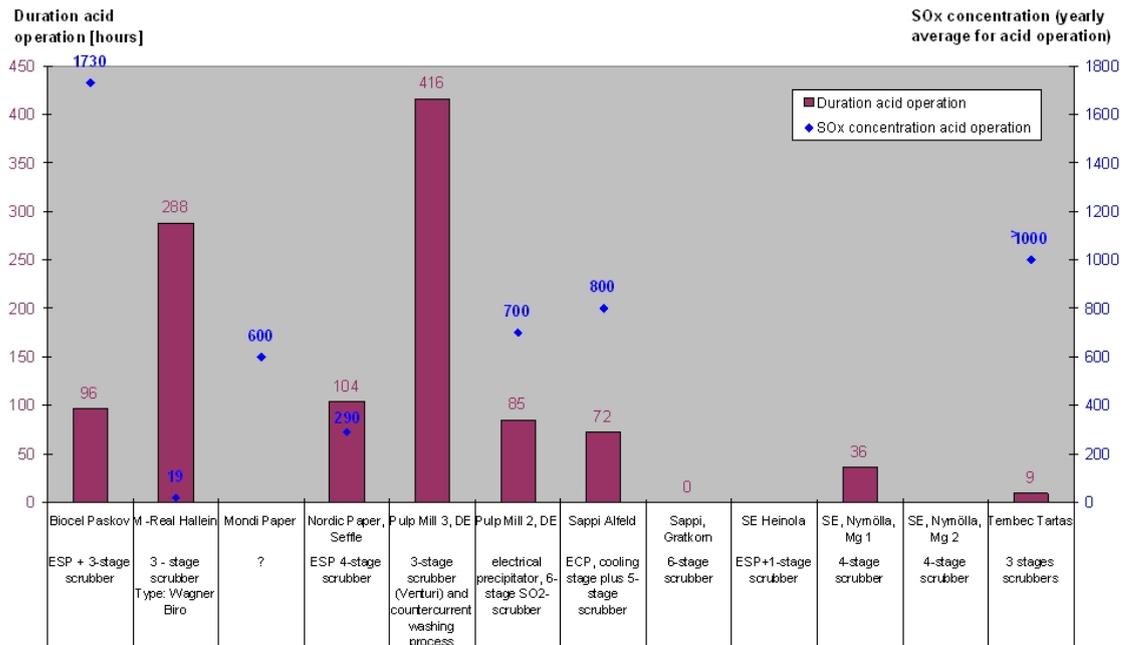


Abbildung 4.53: Gemeldete Dauer des sauren Betriebs

In vielen Fabriken werden Staubemissionen von 5 – 20 mg/Nm³ als Tagesmittelwert und mit einem Bezugssauerstoffgehalt von 5 % erreicht. In den meisten Fällen wird Staub periodisch durch Einzelmessungen gemessen.

In Bezug auf die Staubemissionen sollte berücksichtigt werden, dass die konzentrierte Ablauge fein in der Verbrennungskammer des Ablaugekessels verteilt wird. Dort können Aerosole wie oxidierte Na- und K-Verbindungen entstehen, die in einigen Fällen in der nachfolgenden nassen Rauchgasbehandlung nicht vollständig abgeschieden werden können. Neben der Bildung von Aerosolen (Partikelgröße <1 µm), die vom Eintrag von Alkalimetallen mit dem Holz und der Verbrennungstemperatur abhängen, beeinflussen die Zufuhr von Frischwasser in den letzten Wäscher und die Leistungsfähigkeit des letzten Tropfenabscheiders, vor der Einleitung des gereinigten Gases in den Schornstein, die Entstaubungsleistung der Wäscher. Für einige Fabriken werden aufgrund des höheren Kaliumgehalts einiger Holzarten wie Buche etwas höhere Staubemissionen gemeldet, d. h. 30 mg/Nm³. Der Kaliumgehalt von Buche ist zweimal so hoch wie der von Fichte (1 045 mg/kg Holz im Gegensatz zu 510 mg/kg Holz). Für Anlagen mit einem höheren K₂O-/Na₂O-Gehalt in der konzentrierten Ablauge (z. B. wenn hauptsächlich Buche verwendet wird) sind Rauchgaswäscher, die Gegenstromwäscher anstelle von Venturistufen nutzen wirksamer bei der Entstaubung [277, Loquenz 2007].

Nachstehend sind zwei Beispiele für die Leistungsfähigkeit von SO₂-Emissionsminderungssystemen angeführt: eine kleinere (50 000 t/Jahr) Sulfitzellstofffabrik und ein kürzlich erbauter Ablaugekessel mit einem Chemikalienrückgewinnungssystem.

Beispiel 1: Mondi Neusiedler GmbH und Ybbstaler Zellstoff GmbH

Mondi Neusiedler, Österreich, ist ein Beispiel für eine kleine Sulfitzellstofffabrik, die circa 50 000 Tonnen gebleichten Sulfitzellstoff für die Papierherstellung aus Weichholz (84 % bis 88 % ISO-Weißgrad) und circa 100 000 Tonnen ungestrichenes Feinpapier herstellt. Die Fabrik betreibt dreistufige Wäscher mit sehr wenigen „sauren Betriebszeiten“, da die Wartung der Wäscher und Rohre auf die zwei geplanten Abschaltungen im Jahresverlauf gelegt wurde. Größere Fabriken besitzen einen oder zwei Rauchgaswäscher oder Wäscher mehr und betreiben jeden Monat einen Wäscher im vorbeugenden sauren „Wartungsmodus“. Daten zu diesen kleinen Fabriken werden nachstehend dargestellt.

i) Hauptdaten

Die Fabrik nutzt den sauren Bisulfitzellstoffprozess; TCF-Bleiche (die Bleichsequenz ist EOP-P-P); 2008 betrug die Nettozellstoffproduktion 50 000 Tonnen lutro; es werden nur Hackschnitzel verwendet; der Anteil der verwendeten Holzarten ist 98 % Fichte und 2 % Tanne; Magnesiumoxid wird als Basis verwendet; der pH-Wert in den Kochern ist 2; das Erbauungsjahr der ESP und der Wäscher ist 1987; der Gasvolumenstrom beträgt 6 600 Nm³/Tonne lutro (trocken, normale Betriebsbedingungen), was 880 000 Nm³/Tag entspricht; zur Unterstützung der Verbrennung wird eine kleine Menge Erdgas zugegeben (1 500 Nm³/Tag).

ii) Angewendete Emissionsminderungstechniken

Das Rauchgasreinigungssystem besteht aus einem Elektrofilter und einem dreistufigen Gegenstromwäscher. Es sind drei Wäscher nach dem Venturiprinzip installiert. Für die kleine Fabrik wird diese Anzahl als ausreichend betrachtet, da der Gasvolumenstrom des Ablaugekessels während des sauren Betriebs verringert ist. Während des Wartungsbetriebs wird kein Wäscher kontinuierlich betrieben. Stattdessen wird ein Venturiwäscher circa einmal pro Monat mit einer sauren Lösung für vier bis acht Stunden gereinigt, währenddessen nur zwei Wäscher bei verringerter Leistung des Ablaugekessels arbeiten. Zusätzlich gibt es in der Zellstofffabrik zwei Betriebsstillstände von drei oder vier Tagen pro Jahr, die zur mechanischen Reinigung und Wartung der Wäscher genutzt werden.

iii) Erzielte Emissionen

Die Fabrik hat für 2008 Emissionen unter „normalen Betriebsbedingungen“ und während Zeiträumen des „sauren Betriebs“ gemeldet. Letzteres bezeichnet einen Betriebsmodus, in dem die Wäscher von Verkrustungen (MgSO₃, CaSO₄) gereinigt werden. Während dieses sauren Betriebs wird das SO₂-haltige Rauchgas in die Wäscher geleitet, die ohne Zugabe von Mg(OH)₂ zur Waschflüssigkeit betrieben werden. Das in den Wäschern zirkulierende Medium ist nur Wasser, das teilweise das SO₂ aus dem Rauchgas absorbiert und somit saure Bedingungen herstellt und die Oberflächen und Düsen des Wäschers wäscht. Daher steigen die Emissionen während der Reinigungszyklen des Wäschers. Im Fall der Beispielfabrik wird der saure Betrieb normalerweise nicht angewendet, sondern gewöhnlich nur, wenn die Emissionswerte ansteigen. Stattdessen wird ein Venturiwäscher circa einmal pro Monat mit einer sauren Lösung für vier bis acht Stunden gereinigt, wobei in diesem Zeitraum nur zwei Wäscher bei verringerter Leistung des Ablaugekessels arbeiten. Der Grenzwert für SO₂ beträgt in diesem Zeitraum 600 mg/Nm³. Die gemessenen Werte können in einigen Fällen Emissionswerte von 400 – 600 mg SO₂/Nm³ erreichen. Übersteigt der Messwert diese Grenze, wird er separat gemeldet. Die Gesamtzahl der 2008 gemeldeten Vorkommnisse waren 18 kurzfristige Spitzen (Halbstundenwerte). Der Jahresmittelwert der spezifischen SO₂-Fracht (SO₂/Tonne lutro) schließt alle Betriebsmodi im Verlauf des Jahres mit ein. Bei saurem Betrieb werden keine Veränderungen der Staubwerte beobachtet.

Tabelle 4.29: Abgasemissionen in die Atmosphäre bei 5 % Sauerstoff vom Ablaugekessel einer kleinen österreichischen Sulfitzellstofffabrik, die 50 000 Tonnen Zellstoff lutro/Jahr zur Papierherstellung produziert

Referenzzeiträume	SO ₂	Staub	Gasvolumenstrom	SO ₂ (als SO ₂)	Staub	SO ₂
	Normaler Betrieb: ESP + drei Wäscher					Saurer Betrieb (0 – 8 Std./Monat): ESP + zwei Wäscher
Einheiten	mg/Nm ³	mg/Nm ³	Nm ³ /t	kg/t	kg/t	mg/Nm ³
Grenzwert (1)	300	40				600
Jahresmittelwert	75	1	6 581	0,48	0,004	
Monatsmittelwert	14 - 179	1		0,09 – 1,14	0,004	
6 Monate mit niedrigeren Werten	14 – 55	1		0,09 – 0,38	0,004	
6 Monate mit höheren Werten	68 - 179	1-5		0,44 – 1,14	0,004	
Tagesmittelwerte	14 - 300	1 – 5	6 087 – 7 275	--	--	0 – 8 Std./Monat: 400 – 600
Anmerkung:						
(1) Die Emissionsgrenzwerte und die gemessenen Werte einschließlich des Gasvolumenstroms beziehen sich auf Tagesmittelwerte und Standardbedingungen (0 °C, 1 013 mbar, nach Abzug des Wasserdampfgehaltes (trockenes Gas)). Der Bezugssauerstoffgehalt beträgt 5 %. Gemäß dem österreichischen Luftschutzgesetz dürfen 95 % aller Tagesmittelwerte die festgelegte Massekonzentration nicht übersteigen.						

Nach der sorgfältigen Wartung der Wäscher zweimal jährlich während der geplanten Abschaltung liegen die SO₂-Emissionswerte mehrere Wochen bei circa 15 – 20 mg/Nm³. Im Laufe der Zeit steigen die Emissionswerte auf höhere Werte. Für 10 Monate im Jahr liegen die normalen Tagesmittelwerte zwischen 20 – 100 (2008). Die Emissionswerte können maximal 450 mg/Nm³ für ungefähr einen oder zwei Betriebstage erreichen. Tritt dieser Fall ein, ist ein Rohr oder ein Teil der Wäscher mit verkrustetem Material verstopft, das dann sofort entfernt wird. In diesem Zeitraum sind nur zwei Wäscher in Betrieb und daher treten höhere SO₂-Emissionen auf.

Die Staubemissionen werden nicht kontinuierlich überwacht, weil sie fast vollständig von den ESP und den dreistufigen Wäschern zurückgewonnen werden. In dieser Fabrik scheiden die Nasswäscher den Staub sehr wirksam bis unter die Nachweisgrenze ab.

Beispiel 2: Lenzing AG

Dieses Beispiel betrifft die jüngsten errichteten Ablaugekessel für Sulfitzellstoff einschließlich der zugehörigen Chemikalienrückgewinnungsanlage (2007). Die Lenzing AG, Österreich, ist eine Zellstofffabrik, die Chemiezellstoff für Viskose herstellt. Es gibt andere Fabriken, die ähnliche Leistungen erreichen. Die meisten verzeichnen jedoch während des „sauren Betriebsmodus“ höhere SO₂-Emissionen.

i) Hauptdaten

Die Fabrik nutzt den sauren Bisulfitprozess zur Herstellung von Zellstoff für die Textilindustrie; 2008 betrug die Nettozellstoffproduktion 246 411 Tonnen darrtrocken/Jahr oder 273 790 Tonnen lutro/Jahr; die verwendete Holzart ist 100 % Buche; als Basis wird Magnesium verwendet, der pH-Wert in den Kochern beträgt 1,2 – 1,5; der neue Ablaugekessel wurde 2007 erbaut; der Gasvolumenstrom des neuen Kessels beträgt 8 200 Nm³/Tonne lutro (trocken, normale Betriebsbedingungen), was 130 900 Nm³/Std. (bei 5 % O₂) entspricht; eine kleine Menge Erdgas und Heizöl wird zur Flamme zugegeben, um die Verbrennung zu unterstützen.

Bei der Bewertung der spezifischen Emissionsdaten vom Ablaugekessel sollte berücksichtigt werden, dass insgesamt drei Ablaugekessel, die sich hinsichtlich des Alters und Konstruktionstyps unterscheiden, am Standort betrieben werden. Sie verfügen über unterschiedliche SO₂-Reinigungsleistungen. Der älteste und spezifisch schlechteste Ablaugekessel wird im Bereitschaftsmodus betrieben. Der neue Ablaugekessel hat in Bezug auf die Belastungskapazität einen Anteil von 50 %.

ii) Angewendete Emissionsminderungstechniken

Das Rauchgasreinigungssystem für die MgO- und SO₂-Entfernung besteht aus vier technischen Einheiten: 1) einem Trockenentstauber (Multizyklon), der trockenes MgO abscheidet, das zur Neutralisierung der Ablauge aus den Kochern verwendet wird; 2) einem Kühlwäscher, der das Rauchgas mit Wasser sättigt, weiteres MgO entfernt und es zu Mg(OH)₂ hydratisiert; 3) das aus dem Sättiger ausströmende Rauchgas wird in einen vierstufigen Gegenstrom-Venturiwäscher mit zwei Bisulfit- und zwei Monosulfitwäschern (sowie einen Kühlwäscher, der das einströmende Rauchgas herunterkühlt) geleitet; 4) der Mg(OH)₂-Dünnschlamm wird in einem Klärtank vom Wasser abgeschieden und dann als Waschflüssigkeit für die Wäscher verwendet.

Das Nassabsorptionssystem (nachgeschaltete mehrstufige Wäscher mit doppeltem Einlass) besteht aus einer abwärts durchströmten zweiflutigen Bisulfitstufe, die mit Umwälzpumpen ausgestattet ist, einer zweiten aufwärts durchströmten Bisulfitstufe, der zwei (in Reihe) verbundene aufwärts durchströmte (Mono-)Sulfitstufen folgen. Die eingedünte Mg(OH)₂-Lösung wird von dem Rauchgas absorbiert und durch einen nachgeschalteten Tropfenfänger abgeschieden und von da zurückgeführt. Die zwei (Mono-)Sulfitstufen sind in Reihe geschaltet und werden mit einem pH-Wert von 6,9 bzw. 7 betrieben. Sie wandeln SO₂ und Mg(OH)₂ in fast unlösliches Magnesiummonosulfit (MgSO₃) um. Jeder Venturiwäscher verfügt über einen internen Kreislauf der Mg(OH)₂-Lösung. Das Kristall (MgSO₃) wird zur zweiten Bisulfitstufe transportiert und von dort in die erste Bisulfitstufe, wo es weitgehend in Mg(HSO₃)₂, die ungeklärte Rohsäure, umgewandelt wird.

Unter „normalen Betriebsbedingungen“ werden die Absorberstufen in Reihe betrieben. Um die entstandenen Verkrustungen von den Absorbern zu entfernen, werden sie regelmäßig im „sauren Betrieb“ gereinigt. Während der Reinigung der Monosulfitstufen ist die Rückgewinnungsrate für SO₂ zeitweilig reduziert; die SO₂-Emissionen können 650 mg/Nm³ erreichen. Normalerweise dauert der Reinigungszyklus circa 12 Stunden für die erste Monosulfitstufe und 18 Stunden für die zweite Monosulfitstufe und erfolgt einmal oder zweimal pro Monat.

iii) Erzielte Emissionen

Die Fabrik hat für 2008 Emissionen unter „normalen Betriebsbedingungen“ und während Zeiträumen des „sauren Betriebs“ gemeldet. Der Jahresmittelwert der spezifischen SO₂-Fracht, angegeben als SO₂/Tonne lutro, schließt alle Betriebsmodi im Verlauf des Jahres mit ein. Die in Tabelle 4.30 dargestellten

Emissionswerte beziehen sich nur auf den neuesten erst 2008 erbauten Ablaugekessel, der in Bezug auf die Dicklaugenlast einen Anteil von 50 % hat. Die SO₂-Reinigungsleistung während des ‚normalen Betriebs‘ beträgt circa 99,8 %; für die Entstaubung circa 95 %. Die Schwefeldioxidemissionen werden kontinuierlich von automatischen Messgeräten gemessen und liegen gewöhnlich zwischen 20 – 80 mg SO₂/Nm³ im Tagesmittel (5 % O₂). Während des sauren Spülbetriebs entstehen höhere Werte von ungefähr 150 – 350 mg SO₂/Nm³ im Tagesmittel oder bis zu 650 mg SO₂/Nm³ als Halbstundenmesswert. Die höheren Werte werden an 1 – 2 Tagen im Monat festgestellt (siehe oben). In diesem Zeitraum sind nur drei Wäscher in Betrieb.

Tabelle 4.30: Abgasemissionen in die Atmosphäre vom mit fünfstufigen Wäschern ausgestatteten Ablaugekessel einer großen österreichischen Sulfitzellstofffabrik, die 273 790 Tonnen Viskosezellstoff/Jahr für die Textilindustrie produziert

	SO ₂ (als SO ₂)	Staub	Gasvolumenstrom	SO ₂ (als SO ₂)	Staub	SO ₂ (als SO ₂)	Staub
	Normaler Betrieb: Multizyklone + vier Wäscher					Saurer Betrieb (1 – 2 Tage/Monat): Zyklone + drei Wäscher	
Einheiten	mg/Nm³	mg/Nm³	kNm³/t	kg/Tonne	kg/Tonne	mg/Nm³	mg/Nm³
Grenzwert (1)	300	50		--	--	650	50
Jan	53	22	130,3				
Feb	35	22	124,5				
März	31	22	131,7				
April	64	22	142,6				
Mai	67	22	138,6				
Juni	85	22	129,4				
Juli	45	22	121,4				
Aug	27	22	124,1				
Sep	33	22	133,5				
Okt	56	22	123,9				
Nov	59	22	133,7				
Dez	57	22	135,9				
Jahresmittelwert	52	22	130,9	0,42	0,18		
Monatsmittelwert	27 - 85 (einschließlich aller Betriebsarten)	22					
Tagesmittelwert	20 – 80(*)	22				150 – 350	22
Anmerkung: (1) Die Emissionsgrenzwerte und die gemessenen Werte einschließlich des Gasvolumenstroms beziehen sich auf Tagesmittelwerte und Standardbedingungen (0 °C, 1 013 mbar, nach Abzug des Wasserdampfgehaltes (trockenes Gas)). Der Bezugssauerstoffgehalt beträgt 5 %. Gemäß dem österreichischen Luftschutzgesetz dürfen alle Tagesmittelwerte die festgelegte Massekonzentration nicht übersteigen. (*) Die Tagesmittelwerte beziehen sich auf „normale Betriebsbedingungen“ im Jahr 2008. Für den sauren Betrieb sind die Tagesmittelwerte in der rechten Spalte dargestellt. Während des „sauren Betriebs“ können die halbstündlich gemessenen Emissionswerte bis auf 650 mg SO ₂ /Nm ³ ansteigen. Quelle: [267, Lenzing 2009]							

Die Bewertung der gemessenen Daten erfolgt online durch ein computerbasiertes System. O₂, SO₂, NO_x und CO werden online gemessen. Der Staub wird einmal im Jahr durch ein externes Labor gemessen. Die Brennstoffmenge wird aufgezeichnet und der entsprechende Gasvolumenstrom berechnet. Durch Multiplizieren des ermittelten Gasvolumenstroms (Nm³/h) mit den Betriebsstunden ergeben sich die in die Luft freigesetzten Frachten.

Es ist zu beachten, dass die Zellstoffausbeute bei der Herstellung von Chemiezellstoff niedriger ist als bei der Papierzellstoffproduktion. Folglich ist die Menge an erzeugter Dicklauge sowie der spezifische Gasvolumenstrom (Nm³/Tonne luto) höher. Dieser Effekt muss beachtet werden, wenn spezifische Frachten in die Luft von unterschiedlichen Ablaugekesseln von Sulfitzellstofffabriken verglichen werden.

In der Beispielfabrik liegen die Gesamtstaubemissionen des Ablaugekessels nach den Wäschern bei ungefähr 0,2 kg/Tonne lutro. Der Hauptgrund für die höheren Staubemissionen ist die Tatsache, dass der Kaliumgehalt von Buche zweimal so hoch ist wie der von Fichte (1 045 mg/kg Holz im Gegensatz zu 510 mg/kg Holz). In der Verbrennungskammer wird gasförmiges K_2SO_4 gebildet, das durch Abschrecken in ein Aerosol im Kessel umgewandelt wird. Das Aerosol von Kaliumsulfat kann nicht einmal durch die vorstehend beschriebenen fünfstufigen Nasswäscher abgeschieden werden. Nur durch eine Verringerung der Temperatur in der Verbrennungskammer können die verbleibenden Staubemissionen gesenkt werden. Die Analyse der Teilchengrößenverteilung des freigesetzten Staubs hat sehr kleine Teilchengrößen gezeigt: 70 – 95 % des Staubs haben eine Teilchengröße von 0,8 μm oder $<0,8 \mu m$. Eine Analyse der chemischen Zusammensetzung des freigesetzten Staubs zeigte einen hohen Anteil an K und Na und sehr wenig Mg, obwohl Magnesium als Absorptionsmittellösung in den Wäschern verwendet wird. Mehr als 50 % des Staubs besteht aus Sulfat; Kalium hat bei Weitem den größten Anteil bei den Kationen.

Achieved emissions of example European pulp mills that have implemented ESPs and/or multicyclones

Die Emissionen der Ablaugekessel von Sulfitzellstofffabriken, in denen Staubminderungssysteme (ESP oder Multizyklone) sowie mehrstufige Wäscher oder Wäscher zur Rückgewinnung von SO_2 und dem anorganischen Staub aus dem Rauchgas angewendet werden, sind in Tabelle 4.31 aufgeführt. Die Daten in der Tabelle wurden ausgefüllten Fragebögen und persönlichen Mitteilungen von Fabrikbetreibern entnommen. Die Gesamtemissionen enthalten keine Hilfs- oder Rindenkessel. Die Liste umfasst ausgewählte leistungsstarke Fabriken, von denen Daten verfügbar waren oder zur Verfügung gestellt wurden und kann deshalb nicht als vollständig betrachtet werden. Die Probenahme und Analyse erfolgten gemäß den in den jeweiligen Ländern geltenden Qualitätssicherungsmaßnahmen. Weitere Einzelheiten zur Überwachung sind in Abschnitt 2.2.2.2 enthalten. Die Emissionen der gasförmigen Bestandteile wurden mit standardisierten Messverfahren ermittelt, d. h. mit offiziell zugelassenen Messgeräten. Es kann die Schlussfolgerung gezogen werden, dass in einigen Fällen die Anzahl der Stufen der Entschwefelungsanlage einen geringeren Einfluss auf die Emissionswerte hat als die Konzipierung der Wäscher (innerer und äußerer Kreis, aufwärts/abwärts durchströmt, Tropfenfänger) und der Betrieb (pH-Wert, Durchflussgeschwindigkeit, Konzentration der Waschlösung, tatsächliche Last im Vergleich zur maximalen Auslegungsleistung) sowie die Wartung der Absorberstufen (Reinigungsabfolgen und Reinigungsbetrieb). Wirksame Systeme gewährleisten einen engen Kontakt zwischen der Absorptionsmittellösung und dem Abgasstrom. Relativ kurze Zeitdauern für den „Reinigungsbetrieb“ eines Wäschers können zu etwas höheren SO_2 -Emissionen führen und umgekehrt.

Tabelle 4.31 Beispiele für Emissionen in die Luft von Ablaugekesseln einiger Zellstofffabriken in Europa, ohne Emissionen von Hilfskesseln (Referenzjahr: 2008)

Fabriken	Staub (1) (mg/Nm ³)	Tagesmittel SO_2 (2) Bereich (mg/Nm ³)		Jahresmittel SO_2 (3) (mg/Nm ³)	SO_2 von Ablaugekesseln (4) (kg SO_2 - S/Tonne lutro)	Art der Entschwefelung: Anzahl der Stufen, Typ (Venturiwäscher/Wäscher)
		Normaler Betrieb	Reinigungs- betrieb			
Nr. 2, DE	22	107	500/1 000	144	0,56	ESP+5-stufiger Wäscher
Nr. 2, DE	4	Keine Daten		131	0,77	ESP+5-stufiger Wäscher
Nr. 1, AT	Keine Daten	15 – 80	200 – 300	Keine Daten	0,31	ESP+3-stufiger Wäscher
Nr. 2, AT	1	15 - 100	200 – 300	75	0,48	ESP+3-stufiger Wäscher
Nr. 3, AT	22	20 – 80	150 – 350	52	0,21	zyklon, Nassfilter+4-stufiger Wäscher
Nr. 1, SE	0	Keine Daten		Keine Daten	0,36	ESP+6-stufiger Wäscher
Nr. 1, PT	27	Keine Daten		16	0,1	ESP+5-stufiger Wäscher
Nr. 1, CZ	10 - 13	13 - 329	Keine Daten	156	0,56	ESP+3 Venturiwäscher

Anmerkung:
 (1) Die Staubemissionen werden periodisch gemessen. Die Daten beziehen sich auf den Mittelwert des Probenahmezeitraums (z. B. 6 – 8 Stunden); wenn verfügbar, ist der Messwertbereich angegeben. Der Bezugssauerstoffgehalt beträgt 5 – 6 %.
 (2) Die Daten beziehen sich auf normale Betriebsbedingungen und Störungen der Messgeräte oder Anlagen bleiben unberücksichtigt. Gegebenenfalls wurden separate Daten für den normalen Betrieb und den „sauren Betrieb“, der etwa einmal pro Monat zur Reinigung der Wäscher durchgeführt wird, angegeben.
 (3) Jahresmittelwert aus kontinuierlichen Messungen; der Bezugssauerstoffgehalt beträgt 5 – 6 %.
 (4) Berechnet aus Rauchgasvolumenstrom, Betriebstage, Konzentration und Nettoproduktion (Tonne lutro). Die Jahresmittelwerte der spezifischen Frachtwerte beziehen sich auf SO_2 -S und nicht auf SO_2 .
 Quelle: [236, COM 2009]

Medienübergreifende Auswirkungen

Es sind keine relevanten negativen medienübergreifenden Auswirkungen zu erwarten. Beim Magnesiumsulfitprozess werden die Schmutzstoffe aus dem Rauchgas zurückgewonnen und als Kochchemikalien wiederverwendet. Die abgeschiedene Flugasche (hauptsächlich MgO und in geringerem Maße Na₂O, K₂O und CaO sowie deren Sulfate und Chloride, Silikate und Eisenverbindungen) wird in Wasser suspendiert, hydrolisiert und das erzeugte Mg(OH)₂ wird vom Boden der Hydratationstanks zurückgewonnen. Der Überlauf enthält hauptsächlich anorganische Verbindungen und wird der Abwasserbehandlungsanlage zugeführt.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Maßnahmen zur Verringerung der SO₂-Emissionen können als prozessintegrierte Technik betrachtet werden, da die in den Wäschern verwendeten Flüssigkeiten (Mg(OH)₂) sowie das ausgewaschene SO₂ im Prozess als Kochchemikalie wiederverwendet werden. Die Technik ist sowohl für neue als auch bestehende Fabriken anwendbar.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Daten verfügbar.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Rückgewinnung von SO₂ aus der Verbrennung von Ablauge ist wesentlich für die Zubereitung von Kochflüssigkeit und wird sowohl aus wirtschaftlichen Gründen als auch aus Gründen des Umweltschutzes angewendet. Leistungsfähigere Systeme werden jedoch gewöhnlich zur weiteren Verringerung des Versauerungspotentials von SO₂ eingeführt. Leistungsfähigere Systeme zeichnen sich durch eine zusätzliche Wäscherstufe zur SO₂-Absorption aus.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Anlagen in Europa verwenden ähnliche Systeme.

Referenzliteratur

[236, COM 2009], [267, Lenzing 2009] [SEPA-Report 4008, 1992], [Daten von Besuchen vor Ort 2009].

4.3.22 Erfassung von Geruchsgasen und diffusen Prozess-SO₂-Emissionen und Verbrennung im Ablaugekessel oder Wäsche in Wäschern

Beschreibung

Neben dem Ablaugekessel und dem Rindenkessel gibt es weitere relevante potentielle Quellen von SO₂-Emissionen, die durch das Verfahren entstehen: Flüchtige Freisetzungen, d. h. nicht gefasstes Gas aus der Kochsäurenherstellung, von Kochern, Diffusoren oder Abblasetanks enthalten hohe SO₂-Konzentrationen. Aus der Braunstoffwäsche können niedrigere SO₂-Konzentrationen freigesetzt werden. Je höher die Konzentration von SO₂ in der Kochflüssigkeit ist, umso höher ist das Potential für flüchtige Emissionen aus dem Prozess. Die aus der Kochanlage abgezogenen Gase (siehe Abbildung 4.54) enthalten einen signifikanten Anteil des Schwefeldioxids, das dem Kocher als Kochchemikalie zugeführt wird. Diese werden üblicherweise in Absorptionstanks mit unterschiedlichen Druckniveaus sowohl aus wirtschaftlichen als auch aus Gründen des Umweltschutzes erfasst und zurückgewonnen. Freisetzungen von SO₂ aus Wasch- und Sortiervorgängen und den Entlüftungen einiger Stufen der Eindampfer können ebenfalls durch Erfassung der Gase und ihrer Zuführung als Verbrennungsluft zum Ablaugekessel zurückgewonnen werden. Das Schwefeldioxid wird dann aus dem Abgas des Ablaugekessels durch mehrstufige Gegenstromwäscher zurückgewonnen und als Kochchemikalie wiederverwendet (siehe Abbildung 4.54). Der Überlauf kann in einen ein- oder zweistufigen alkalischen Wäscher (NaOH) eingeleitet werden, der als eine Art Reservesystem konzipiert ist, dem bei Ausfällen des Ablaugekessels

das SO₂-haltige Abgas zugeführt werden kann. Diese Gasbehandlung ist für Zellstofffabriken, die Calcium als Basis verwenden und keine Rückgewinnungseinheit betreiben, sondern aus der gesamten Sulfitablage Produkte herstellen, keine Option. Maßnahmen zur Minderung der diffusen SO₂-Prozessemissionen umfassen die Rückgewinnung und Wiederverwendung von SO₂-Gas vom Strippen der Sulfitablage nach dem Eindampfen als Kochchemikalie. Geringere Mengen SO₂ (große Volumenströme, niedrige Konzentration) werden in das bzw. die Wäschersystem(e) eingeleitet. Das bedeutet, dass bei einer Fabrik auf Calciumbasis mit einem Bioraffineriekonzept die diffusen Emissionen aus der Kocherabteilung und der Ethanolanlage auf dem gleichen Niveau sein sollten wie die Emissionen von einer Fabrik mit einer löslichen Basis und einem Rückgewinnungssystem.

Geruchsgase entstehen aus den gleichen Prozessen wie die SO₂-haltigen Gase, die zur gleichen Zeit durch diese Prozesse freigesetzt werden. Viele Fabriken haben ein System zur Erfassung verschiedener Abgase von den unterschiedlichen Prozessen eingerichtet. Die Mehrheit dieser diffusen Geruchsgase wird durch das Erfassungssystem für Schwachgase erfasst und als Verbrennungsluft im Ablaugekessel verwendet.

Geruchsgase entstehen in der Kochanlage, der Eindampfanlage, bei Diffusoren und in der Braunstoffwäsche. Die Verringerung von Geruchsgasen erfolgt hauptsächlich durch die Erfassung der wichtigsten flüchtigen Gase und deren Einleitung in die Verbrennung im Ablaugekessel, in dem die Abgase durch mehrstufige Rauchgaswäscher behandelt werden. Weitere Maßnahmen stellen Wasserverschlüsse im Rückstaurohr von Kochern oder Rauchgaswäschern für flüchtige Emissionen aus den Kochern dar. In Abbildung 4.54 sind der SO₂-Kreislauf in einer Sulfitfabrik und die wesentlichen Quellen diffuser SO₂-Emissionen, die im Ablaugekessel erfasst und verbrannt werden, dargestellt (Abbildung 4.54 stellt nicht die Situation von Fabriken dar, die Calcium als Basis verwenden und keinen Ablaugekessel betreiben; diese Fabriken wenden andere Techniken zur Verminderung SO₂-haltiger diffuser Gase an).

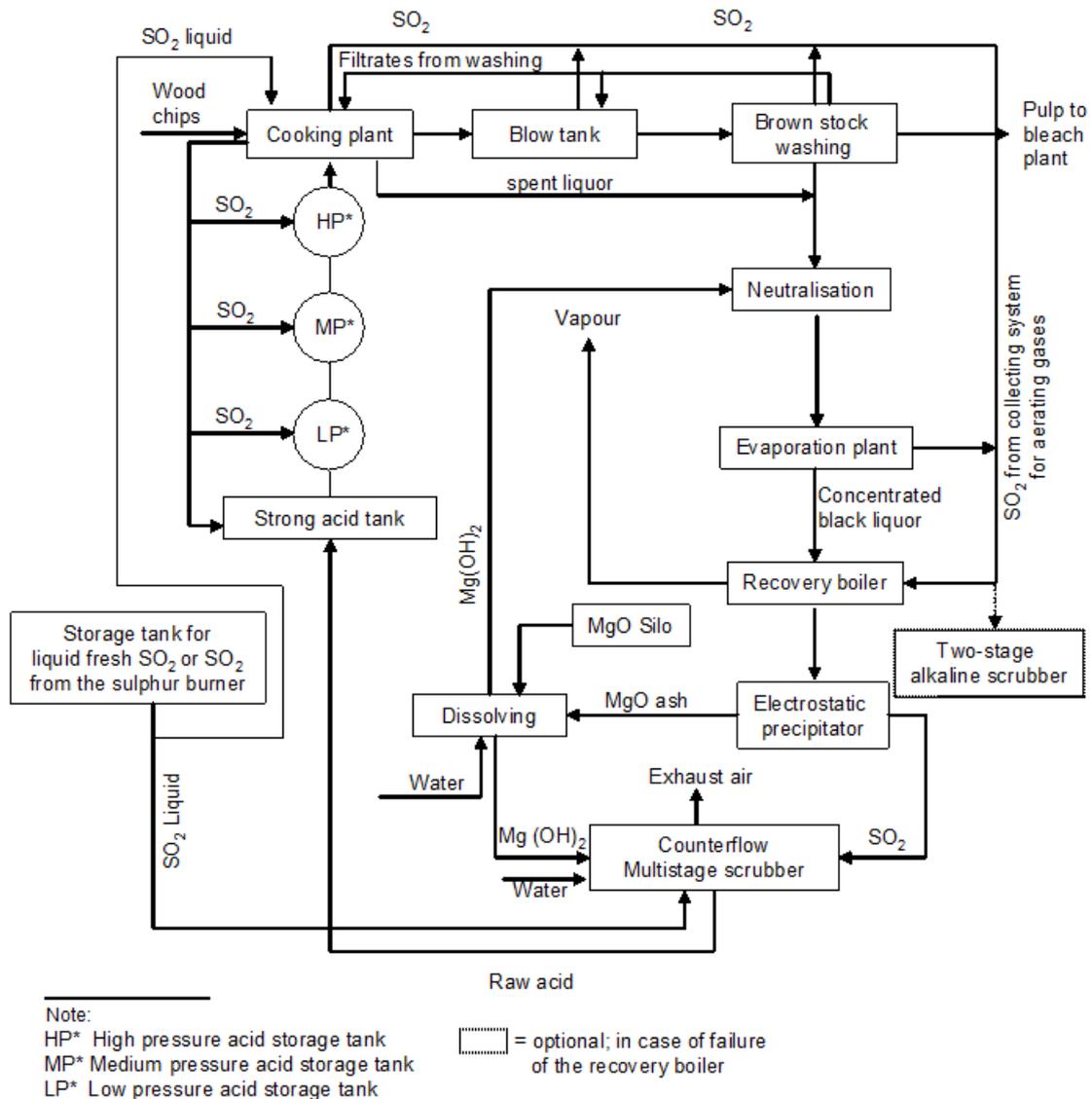


Abbildung 4.54: SO₂-Kreislauf in einer Sulfittfabrik und wesentliche Quellen diffuser SO₂-Emissionen, die im Ablagekessel erfasst und verbrannt werden

Erreichter Umweltnutzen

Die Erfassung von Abgasen aus der Kochanlage, der Braunstoffwäsche und den Eindampfabteilungen führt zu einer signifikanten Verringerung der SO₂-Emissionen, die ansonsten in die Umwelt freigesetzt würden. Dadurch werden außerdem Einsparungen in Bezug auf den Verbrauch von SO₂-Ergänzungsmitteln erzielt.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Sorgfältig ausgelegte und betriebene Gaserfassungssysteme zur Erfassung von SO₂-haltigen Prozessgasen aus allen relevanten Prozessstufen sollten die Rückgewinnung fast aller flüchtigen SO₂-Emissionen der Fabrik ermöglichen. Vakuumgeräte und -rohre sollten automatisch überwacht werden, so dass mögliche Störungen des Gaserfassungssystems sofort erkannt und an das Personal im Leitstand gemeldet werden. Es gibt Fabriken, in denen das Reservesystem im Bereitschaftsmodus betrieben wird, so dass die Anfahrphase sehr kurz ist. Wenn das Gaserfassungssystem auf diese Weise betrieben wird, werden keine signifikanten messbaren diffusen SO₂-Emissionen in die Umwelt freigesetzt.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es treten keine signifikanten negativen medienübergreifenden Auswirkungen im Zusammenhang mit dieser Technik auf. Die für die Vakuumeräte des Gaserfassungssystems benötigte Energie wird durch die eingesparten Chemikalien (frisches SO₂) ausgeglichen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Technik kann in allen Fabriken – sowohl neuen als auch bestehenden – angewendet werden, obwohl die nachträgliche Umsetzung der Technik technisch und wirtschaftlich aufwändiger ist (eine kompliziertere Installation von Abgasanlagen und ein Auswechseln der Rohre ist erforderlich).

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Der Hauptgrund für die Einführung dieser Technik ist die nationale Gesetzgebung in Bezug auf Emissionen in die Luft und den Arbeitsschutz (maximal zulässige Konzentration am Arbeitsplatz). SO₂-haltige Abgase aus dem Verfahren werden gewöhnlich sowohl aus wirtschaftlichen Gründen (SO₂ ist eine Kochchemikalie) als auch aus Gründen des Umweltschutzes zurückgewonnen.

Anlagenbeispiele

Alle Sulfitzellstofffabriken auf Magnesiumbasis in Deutschland und Österreich.

Referenzliteratur

Nicht zur Verfügung gestellt.

4.3.23 Maßnahmen zur Vermeidung von unkontrollierten Betriebsbedingungen und zur Verminderung der Folgen von Unfällen

Als Beispiel wie unkontrollierte Betriebsbedingungen in Sulfitzellstofffabriken verhindert werden können, sind in diesem Abschnitt die Sicherheitsmaßnahmen zur SO₂-Zufuhr und -Lagerung beschrieben (siehe auch Abschnitt 4.1.6).

Beschreibung

Um Verluste auszugleichen ist frisches Schwefeldioxid im Chemikalienkreislauf einer Sulfitzellstoffanlage notwendig. Dieser Bedarf wird im Allgemeinen durch die Lieferung von flüssigem SO₂ gedeckt. Normalerweise wird dieses in geeigneten Lagertanks gelagert. Der gesamte Bereich der Zellstofffabrik, in dem flüssiges SO₂ gelagert, weitergeleitet und verwendet wird (dies umfasst die Anlagen zum Auffüllen, Lagern und in einigen Fällen Verflüssigen von Schwefeldioxid einschließlich der Verrohrung für das flüssige SO₂) wird im Rahmen einer Sicherheitsanalyse, die regelmäßig und nach der Durchführung von Änderungen auf den neuesten Stand gebracht wird, untersucht. Für weitere Bereiche der Fabrik, in denen SO₂ eingesetzt wird (z.B. Einrichtungen zur Behandlung von Geruchsgasen, Kocherei, Containerplatz und Abluft, die zur Entschwefelungsanlage geleitet wird), wird eine Sicherheitsuntersuchung durchgeführt. Mögliche Risiken beim Eisenbahntransport von flüssigem SO₂ werden ebenfalls im Rahmen einer Sicherheitsüberprüfung bewertet. Die Öffentlichkeit wird über die Gefahren von Schwefeldioxid und über das richtige Verhalten bei unkontrolliertem Betrieb der Anlage informiert.

Die folgenden technischen Einrichtungen und Maßnahmen sind Bestandteil einer risikoarmen und verantwortlichen Zufuhr, Lagerung, Weiterleitung und Verwendung von SO₂:

- doppelwandige Rohrleitungen oder fest installierte SO₂-Rohrleitungen;

- sichere Stromversorgung;
- Verwendung automatischer SO₂-Messgeräte;
- umweltschonende Behandlung von SO₂ im Falle einer Störung des Normalbetriebs (Absaugung und Behandlung oder Speicherung in Reservebehältern).

Neben diesen Maßnahmen können folgende organisatorische Maßnahmen umgesetzt werden:

- regelmäßige Kontrolle und Wartung aller technischen Einheiten, in denen flüssiges SO₂ gelagert, weitergeleitet und verwendet wird;
- Alarmplan einschließlich geeigneter Maßnahmen, die im Falle einer unkontrollierten Entwicklung zu ergreifen sind;
- qualifiziertes Personal, das im Falle von größeren Unfällen zuständig ist;
- Ausbildung der Mitarbeiter;
- Informationsvergabe an die Öffentlichkeit.

Als Alternative zur Verwendung von flüssigem SO₂ kann Elementarschwefel eingesetzt werden. In diesem Fall wird Elementarschwefel in einem Schwefelofen verbrannt, die freigesetzte Wärme wird in einem kleinen Abhitzeessel zurückgewonnen und das SO₂ in Absorptionstürmen extrahiert (siehe Abschnitt 4.1.6). Dadurch werden alle möglichen Risiken im Zusammenhang mit dem Umgang mit konzentriertem flüssigen SO₂ vermieden.

Erreichter Umweltnutzen

Mit diesen Maßnahmen wird keine unmittelbare Begrenzung der Emissionen erreicht. Allerdings können die Wahrscheinlichkeit großer Unfälle sowie die Wirkungen eines unkontrollierten Anlagenbetriebs erheblich vermindert werden.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Das beschriebene Sicherheitssystem für die Lieferung und Lagerung von SO₂ ist beispielsweise bei den Fabriken von Sappi Fine Paper in Ahlfeld und Ehingen (DE) mit Erfolg im Einsatz.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es sind keine medienübergreifenden Auswirkungen zu erwarten.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Anwendbar sowohl für neue als auch bestehende Fabriken.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Daten verfügbar.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Absicht, die Zellstofffabrik mit geringerem Risiko für die Umwelt und die angrenzende Nachbarschaft zu betreiben, ist der Hauptgrund für die Einführung dieser Technik.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Anlagen in Europa verwenden ähnliche Sicherheitssysteme.

Referenzliteratur

Nicht verfügbar.

4.3.24 Reduzierung des Energieverbrauchs (Energieeffizienz)

Nützliche Informationen zur Energieeffizienz sind im Merkblatt zu den besten verfügbaren Techniken für Energieeffizienz (ENE) [268, COM 2009] enthalten. Die Energiesparmaßnahmen sind nachstehend kurz aufgeführt, wobei zwischen der Nutzung von Wärme oder Dampf und der Verwendung elektrischer Energie unterschieden wird.

Beschreibung

Zur Senkung des Verbrauchs von Frischdampf und Strom und zur Steigerung der anlageninternen Erzeugung von Dampf und Strom steht eine Reihe von Maßnahmen zur Verfügung.

I. Maßnahmen zur Verringerung von Wärmeverlusten und für einen niedrigen Wärmeverbrauch:

- i. hoher Trockensubstanzgehalt von Rinde
- ii. Hochleistungsdampfkessel, z. B. niedrige Rauchgastemperaturen
- iii. wirksame sekundäre Heizsysteme, z. B. Warmwasser über 85 °C
- iv. sorgfältig geschlossenes Wassersystem
- v. relativ sorgfältig geschlossene Bleichanlage
- vi. hohe Stoffdichte (MC- oder HC-Technik)
- vii. Verwendung von Sekundärwärme, um Gebäude zu heizen
- viii. sorgfältige Prozesskontrolle
- ix. Energiemanagementsystem
- x. optimiertes integriertes Wärmetauschernetz.

II. Maßnahmen für einen niedrigen Stromverbrauch:

- i. höchstmögliche Stoffdichte beim Sortieren und Reinigen
- ii. Drehzahlregelung verschiedener großer Motoren
- iii. effiziente Vakuumpumpen
- iv. sorgfältige Bemessung von Rohren, Pumpen und Gebläsen
- v. optimierte Tankpegel.

III. Maßnahmen für eine hohe Stromerzeugung:

- i. hoher Kesseldruck
- ii. Auslassdruck des Dampfes in der Gegendruckturbine so niedrig wie technisch machbar
- iii. Kondensationsturbine zur Stromerzeugung mittels Überschussdampf
- iv. hohes Turbinenleistungsvermögen
- v. Vorwärmung der den Kesseln zugeführten Luft und des Brennstoffs.

Die Wirkung dieser Energiesparmaßnahmen kann oft nicht so einfach anhand der Energieverbrauchswerte nachgewiesen werden, da Verbesserungen von der Situation in der Fabrik vor der Einführung der Maßnahmen abhängen.

Erreichter Umweltnutzen

Mithilfe der energiesparenden Techniken werden der Verbrauch an Wärmeenergie und elektrischer Energie verringert. Sie sparen Ressourcen und verringern die indirekten Emissionen und Abfälle, die in Zusammenhang mit der Energieerzeugung stehen. Je weniger Energie verbraucht wird, umso weniger fossile und andere Brennstoffe werden verwendet und umso weniger Emissionen in die Luft, einschließlich Kohlendioxid, werden erzeugt.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die Richtwerte für den Stromverbrauch bei der Anwendung der vorstehend angeführten Energiesparmaßnahmen sind in Tabelle 4.32 aufgeführt.

Tabelle 4.32: Richtwerte für den Energieverbrauch für Bruttoprozesswärme und -strom in unterschiedlichen Arten von Sulfitzellstofffabriken

Art der Sulfitzellstoff-fabrik	Richtwerte für Prozesswärmeverbrauch in kWh/Tonne lutro	Richtwerte für Stromverbrauch in kWh/Tonne lutro	Bemerkungen
Produktion von gebleichtem Sulfit- oder Magnefite-Papierzellstoff (pumpfähiger Faserbrei)	2 100 – 2 400	400 – 700	Die Werte beziehen sich auf die Herstellung von pumpfähigem Faserbrei; durch die Trocknung des Zellstoffs würden zusätzlich ungefähr 780 – 840 kWh Wärme/Tonne lutro und 100 kWh Strom/Tonne lutro verbraucht.
Produktion von gebleichtem Sulfit-Papierzellstoff (Marktzellstoff)	2 900 – 3 200	500 – 800	Die Werte beziehen sich auf lufttrockenen Zellstoff, d. h. einschließlich Zellstofftrockner; wenn dampfverbrauchende Prozesse für Nebenprodukte einbezogen werden, kann sich der Energieverbrauch entsprechend erhöhen
Produktion von gebleichtem Sulfitzellstoff für Viskose	3 200 – 3 500	700 – 800	Die Werte beziehen sich auf lufttrockenen Zellstoff (einschließlich Trockner) und umfassen eine Ozonbleichstufe

Die folgenden Systemgrenzen wurden in Bezug auf die in der vorstehenden Tabelle 4.32 angegebenen Richtwerte für den Energieverbrauch berücksichtigt:

- (1) Die Stromverbrauchswerte beziehen sie auf die Nettoproduktion der gesamten Fabrik und umfassen Pumpen, Rührwerke und Druckluft. Periphere Untersysteme für Rohwasser und Abwasser, Schlamm und Spuckstoffe, wie die Druckentspannungsflotation, Schraubenpressen für Spuckstoffe oder Schlammpressen sowie die Abwasserbehandlung sind ebenfalls inbegriffen.
- (2) Die Zahlen stellen den Bruttoenergieverbrauch dar und lassen die Tatsache, dass die meisten Fabriken einen wesentlichen Teil der Energie selbst erzeugen, indem sie einen Teil oder die Gesamtheit der anfallenden Ablauge verbrennen, unberücksichtigt. Einige der Fabriken erzeugen auch Dampf durch die Verbrennung von Rinde, Schlamm etc., was in Hinsicht auf den Bruttoenergieverbrauch ebenfalls unberücksichtigt bleibt.
- (3) Die Werte umfassen alle Anlagenteile, die mit der Herstellung von Sulfitzellstoff in Verbindung stehen, angefangen beim Holzplatz bis hin zum Lagertank, in dem der pumpfähige Faserbrei (gebrauchsfertig) gelagert wird (bei integrierten Fabriken) oder bis hin zum Zellstofftrockner (bei Marktzellstoff).
- (4) Die Zahlen für den Stromverbrauch berücksichtigen den Primärenergieeinsatz von Brennstoffen für die Stromerzeugung nicht, spiegeln aber die verwendete Prozesswärme und den Strom wider.
- (5) Hinsichtlich der Wärme beziehen sich die Verbrauchswerte auf die Wärmekapazität des verwendeten Dampfes.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es wurden keine negativen medienübergreifenden Auswirkungen beobachtet.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Im Prinzip auf alle Sulfitzellstofffabriken anwendbar.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

2008 hatten die Stromkosten üblicherweise einen Anteil von circa 15 % an den Gesamtkosten für die Zellstoffproduktion. Fossile Brennstoffe hatten einen Anteil von circa 11 % an den Gesamtkosten. Daher wird durch Energieeinsparungen die Wettbewerbsfähigkeit der Fabriken gesteigert.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Energienutzung ist einer der Hauptkostenfaktoren für alle Zellstofffabriken. Wirtschaftliche Anforderungen machen es erforderlich, Kosteneinsparungen anzustreben, wo dies die Rendite erlaubt.

Beispielanlagen und Referenzliteratur

Viele Sulfitzellstofffabriken in Europa.

4.3.25 Techniken zur Lärminderung

Siehe Abschnitt 2.9.13.

4.3 Emerging techniques

Directly or indirectly, sulphite pulp mills base their activities on renewable forest raw materials. Development work to minimise the environmental impact of the mills goes in two different directions:

1. converting by-products to energy in the form of electricity, steam and district heating;
2. development of the biorefinery technology: wood, water, electricity and other raw materials are delivered to the pulp mill and, besides the pulp, the mill could deliver other products that can replace oil and oil-based products, directly or indirectly.

For the global forest industry, moving gradually away from fossil fuels is an economic necessity due to the high energy costs for the industry in recent years. Biorefineries are seen as a very promising route to meeting sustainability and environmental preservation targets. The biorefinery concept has the potential to provide maximum economic and environmental returns by efficiently utilising all components of the wood. However, for some of the concepts, the relatively high associated emissions to water remain an unsolved challenge.

Converting sulphite mills to biorefineries for the combined production of biofuel, biomaterials, biochemicals, proteins and bioenergy has a promising long-term potential, and also in the event that all the cellulose is converted to chemicals and no cellulose is supplied from the mill. However, substantial development of processes, products and markets is needed. A few initiatives in this direction have already been started in Europe.

5 MECHANICAL PULPING AND CHEMIMECHANICAL PULPING

In mechanical pulping the wood fibres are separated from one another by mechanical energy applied to the wood matrix causing the bonds between the fibres to break gradually and fibre bundles, single fibres and fibre fragments to be released. It is the mixture of fibres and fibre fragments that gives mechanical pulp its favourable printing properties. In mechanical pulping, the objective is to maintain the main part of the lignin in order to achieve a high yield with acceptable strength properties and brightness. Mechanical pulps have a low resistance to ageing which results in a tendency to discolour.

The main processes and techniques are the production of groundwood pulp (GW), pressure groundwood pulp (PGW), thermomechanical pulp (TMP), chemimechanical pulp (CMP) or chemithermomechanical pulp (CTMP). The main pulping processes, raw materials, yields on wood and end uses of pulps are summarised in Table 5.1.

Table 5.1: Main pulping processes, raw materials, yields and end uses of mechanical pulps

Pulping process	Raw materials	Yield on wood	Typical end uses
GW	Spruce and fir (softwood)	95 – 98.5 %	Printing & writing papers and newsprint
TMP	Spruce and fir (softwood)	93 – 97.5 %	Printing & writing papers and newsprint
CMP	Spruce, but also aspen and beech, NaOH, Na ₂ SO ₃ and H ₂ O ₂	80 – 90 %	Printing & writing papers, tissue and packaging boards
CTMP	Spruce, but also aspen and beech, NaOH, Na ₂ SO ₃ and H ₂ O ₂	90 – 94 %	Printing & writing papers, tissue and packaging boards

Figure 5.1 gives an overview of the main steps in mechanical pulping.

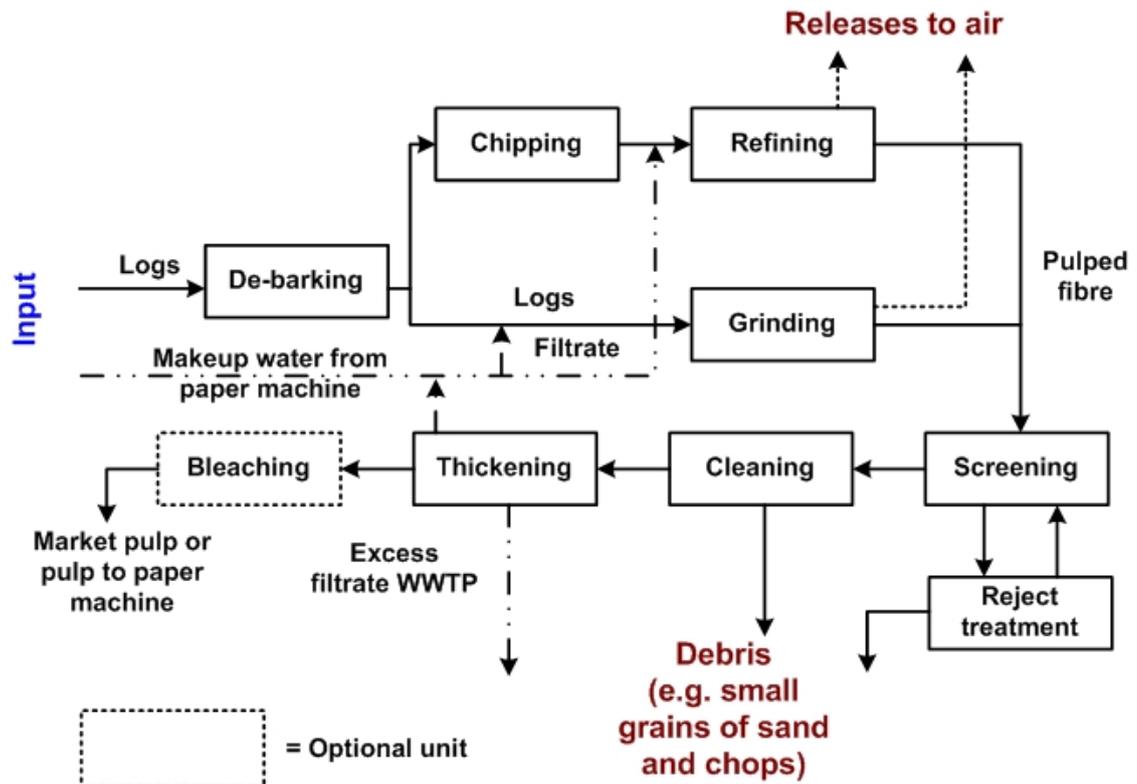


Figure 5.1: Main steps in mechanical pulping

There are two main processes used for the manufacturing of mechanical pulping. In GW pulping or in PGW pulping, logs are pressed against a rotating grinder stone with the simultaneous addition of water. Refiner mechanical pulps (RMP), like those from TMP and CTMP are produced by defibrating wood chips between metal refiner discs. The elements causing the mechanical action – grits on a pulp stone in the grinder and bar edges on a steel disc in the refiner – will give the resulting pulps a typical blend of fibres and fibre fragments. Groundwood pulp has a higher proportion of fine material and damaged fibres, giving the pulp good optical and paper-surface properties. The more gentle the treatment in the refiners, the higher the yield of the intact long fibres that are produced, which gives the pulp higher strength, which is valuable in furnishes for products with a high requirement for runnability.

The characteristics and the usability of the pulp can be affected by increasing the residence time, the processing temperature and, in the case of refining, by the chemical treatment of the chips. Higher grinding temperature or pulp quality requirements (e.g. requirement for long fibres) tend to increase energy consumption. Chemical treatment will increase the pollutant level because of the lower pulping yield. Its impact on energy consumption will depend on the wood species, whether it is softwood or hardwood and the chosen chemical system. The CTMP process, in which the wood is presoftened with chemicals, is generally considered to be a mechanical pulping technique since the chemicals principally soften the lignin prior to the mechanical stage rather than fully dissolve it out as in true chemical pulping processes.

Most mechanical pulping is integrated with paper manufacture. Mechanical pulp is typically included in a paper furnish to increase the opacity, the printability and, for certain products (e.g. graphic papers or board), the stiffness and the bulk of the paper product.

5.1 Applied processes and techniques

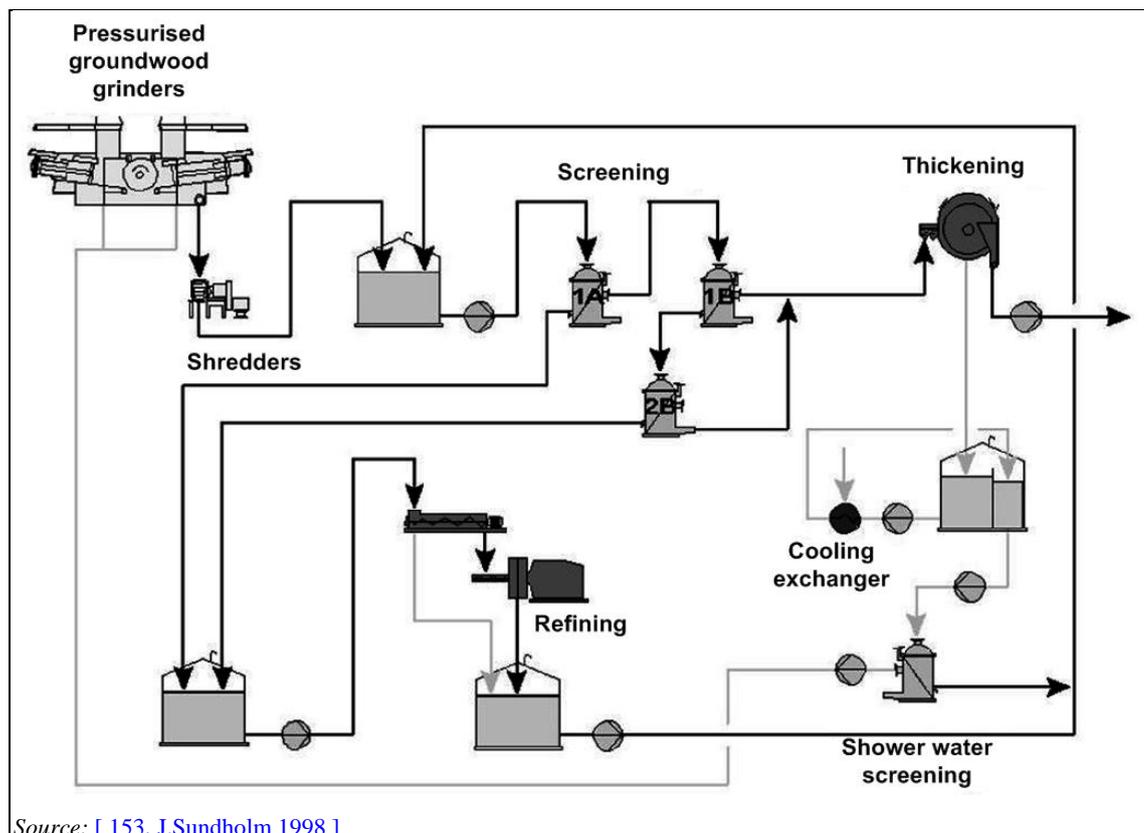
5.1.1 Wood handling

The logs required for the groundwood process are obtained by thinning out forests and are usually 8 – 30 cm in diameter. If the wood for mechanical pulping is stored, drying should be prevented, e.g. through storage in water or the sprinkling of log piles. This may require water collection systems in the wood yard in order to avoid the discharge of organic substances collectively characterised as COD and toxicity. The bark has to be removed before the logs are processed. In the debarking of pulpwood, debarking usually takes place in drums through the impact of friction forces between rolling logs. Water is often used in debarking for de-icing and washing the wood on the outlet conveyor of the debarking drum (see Section 2.3.1).

5.1.2 Groundwood pulping

Groundwood pulping consists of a fibre line, reject handling and auxiliary systems which include the storage of chemicals (see Section 2.3.2) and auxiliary steam and power generation (see Section 2.6).

The main unit processes of the manufacturing of groundwood pulp are shown in the flow scheme of Figure 5.2, the pressure groundwood (PGW) process in this case. Groundwood pulp mills are, in practice, always integrated with a paper mill and therefore the pulp is normally not dried with a drying machine.



Source: [153, J.Sundholm 1998.]

Figure 5.2: Flow scheme for a pressure groundwood process mill

5.1.2.1 Grinding

The initial defibration takes place in grinders by forcing logs against special rotating grinding stones with the wood fibres parallel to the axis of the stones, producing a pulp at around 2% consistency. The grinder stones used are, as a rule, of the ceramic-bound type and have to be resharpened periodically.

Nearly all electrical energy put into the grinding process is transformed into heat. As the applied grinding energy turns into heat, the wood is warmed and in the presence of enough water lignin bonds are softened, the fibres are released from the grinded wood surface and the wood disintegrates into single fibres. The energy applied corresponds to product quality (strength, opacity, etc.). Grinding stones are cooled with shower water which is also used for the disintegration of fibres and transportation to the next process stages. Therefore, for this process, the availability of water is of primary importance (heat dissipation and friction reduction of the fibres).

The specific energy requirement (kWh/t) for groundwood production is an important process parameter, e.g. an increase in the specific energy requirement is always linked with better strength properties, but also to a lower drainage capacity (freeness).

The superior strength properties of refiner mechanical pulps, especially of TMP, forced further development of the conventional grinding process for competitiveness reasons. The PGW process was developed where the grinding process takes place at overpressure (up to around 3 bar). This allows the process to be operated with white water temperatures of 95 °C and grinder pit temperatures of 125 °C. The more intensive softening of lignin associated with these temperatures results in improved groundwood qualities (higher strength) but the technical and financial requirements are considerably higher. Subsequently low-pressure steam is generated when the pulp is depressurised. The recovered low-pressure steam is mainly used for the production of warm process water. Another, relatively inexpensive, method to improve the quality of groundwood is the thermogrinding process. In this process, the heat losses which result from evaporation in the grinding zone are reduced and the process temperature is optimised by a water pond 200 – 500 mm deep, within which the wood logs' passage over the stone surface and the grinder can be controlled closer to optimal defibration conditions.

5.1.3 Refiner mechanical pulps

The objective of the refiner process is the same as that of groundwood manufacturing (see Section 5.1.2), i.e. the softening of lignin bonds and fibrillation of the wood fibres.

In refiner mechanical pulping, chips are ground between steel discs with bar patterns in a refiner. Depending on the required pulp quality, the refining can be repeated in a second-stage and sometimes even a third-stage refiner. The forces from the impact of the bars cause the chips to break down into fibre bundles, individual fibres and fibre fragments. With the progressing treatment, the impact also modifies the walls of the individual fibres. Most of the energy applied (friction work) transforms into heat, which flashes part of the moisture in the chips. To prevent the wood from burning in the refining zone, cooling (dilution) water has to be added. The refiners normally operate at a high discharge consistency (25 – 50%). The large quantity of steam released in the refining process is normally captured in a heat recovery system for further use.

In the original RMP process, which is hardly used today, chips were refined at atmospheric pressure. Because of the low temperature, the process produced a high amount of damaged fibres but the optical properties of the RMP were relatively good. To improve the pulp quality, process modifications aimed at increased softness of the wood in the refining zone have been applied. These include the preheating of chips (TRMP) or pressurisation of the refiner (PRMP). These processes produce pulps of a slightly higher strength and reduced shive level at almost unchanged optical properties.

A more dramatic strength improvement and shive reduction is gained in the TMP process (see Section 5.1.4), where the chips are heated under pressurised conditions and the refining is also pressurised.

Mild chemical pretreatment of the chips also enhances the softening of the wood and improves the properties of pulp produced by refining at atmospheric pressure (CRMP) or pressurised refining (CTMP, see Section 5.1.5).

With stronger chemical treatment and refining at atmospheric pressure, pulps with high strength properties can be produced from both softwood and hardwood. These mechanical pulps (CMP) are comparable to semi-chemical pulps.

5.1.4 Thermomechanical pulping (TMP)

Thermomechanical pulping consists of a fibre line and auxiliary systems. The latter include reject handling, storage of some chemicals (see Section 2.3.2) and heat recovery (see Section 5.3.9). The main unit processes of manufacturing of TMP are shown in Figure 5.3.

Source: [131, SEPA report 1997]

Figure 5.3: Schematic of the TMP process and emissions

In this section only the TMP process itself is described in more detail, i.e. the main unit processes that have to be distinguished from groundwood pulping from an environmental point of view. For screening and cleaning, reject handling, thickening and bleaching of mechanical pulps, the reader is referred to the corresponding paragraphs of Sections 5.1.6 and 5.1.7.

In the TMP process, the screened and washed wood chips are subjected to thermal pretreatment, and the disintegration and defibration process is carried out in a series of disc refiners at overpressure.

Wood can be delivered as wood chips from sawmills or as groundwood. Sawmills and other off-site chips only require screening and storage in wood handling. If barked roundwood is used as raw material, the wood is first debarked and then chipped. Chips for mechanical pulping must not contain stones, sand, scrap metal or other hard contraries that may cause wear or damage to the refiner plates. In all chip-refining processes, the chips are therefore washed to remove contraries before refining. This results in a solid waste from the chip washer containing small stones, grains of sand and small pieces of metal. A small amount of effluent is occasionally taken out as an overflow.

After chipping and washing, the raw material is preheated with steam and then refined either in a single stage at an elevated temperature and pressure or in a two-stage refining system in which the first stage is followed by a second refining stage under pressure or at atmospheric pressure. The treatment of screening rejects is usually carried out in the reject refiner, in some cases in the second stage refiner.

A large share of the comparatively high amount of electric energy required in refiner mechanical pulping turns into heat and self-pressurises the process by steam generated from wood moisture and dilution water in the refiners. Because of the pressurised conditions (pressures of up to 6 bar), a significant amount of energy can be recovered for use, e. g. in paper or pulp drying. The energy of the generated steam may also be recovered as hot water. After refining, the pulp is discharged and diluted, screened and cleaned. After screening follows dewatering and storage in a large pulp tower at 3 % to 10 % consistency. The application of more mechanical energy instead of chemical dissolution results in more pronounced fibre fragmentation and the formation of fine material. For quality reasons, only fresh wood is accepted as raw material. If the wood for mechanical pulping is stored, drying should be prevented, e. g. through storage in water or the sprinkling of log piles. This may require water collection systems in the wood yard in order to avoid the discharge of organic substances collectively characterised as COD and toxicity. The use of chips makes refiner-based pulping somewhat more versatile with regard to the supply of the raw material.

Since the wood loss during TMP manufacturing is very low and most of the wood material is converted into pulp, the heat value of the waste water in a TMP mill is too low to be recovered in the same way as in a chemical pulp mill (black liquor). The organic substances of the wood that are dissolved in water are discharged from the process after biological effluent treatment, either from the mechanical pulp plant or from the paper machines.

TMP is nearly almost always produced in connection with a paper mill due to the possibility to reuse the heat from refiners for the production of steam and better energy efficiency. Only one mill produces market TMP and uses pulp dryers.

5.1.5 Chemithermomechanical and chemimechanical pulping

For the production of CTMP, the TMP plant is equipped with a unit for the impregnation of the wood chips with chemicals (see Figure 5.4). Softwood chips are usually impregnated with a weak alkali sodium sulphite solution while for hardwood a stronger alkaline impregnation solution is used. The mild chemical pretreatment of the chips may enhance the softening of the wood and makes it possible to manufacture pulp with different characteristics compared to normal RMP and TMP by refining at atmospheric pressure (CRMP) or pressurised refining (CTMP). The latter combines the TMP process with the sulphonation of the wood chips. Chemical pretreatment reduces the yield by dissolving some organic wood material, in particular resin compounds. Different kinds of treatment are used for different wood species and the properties of the CTMP can be varied to a large extent by changing the amount and the nature of the chemicals. Often CRMP and CTMP are used to obtain desired pulp properties (low odour, stiffness, absorption, etc.) or when species other than spruce/fir are to be processed. The use of alkaline peroxide solutions for the pretreatment of the chips, mainly for hardwood bleached CTMP, allows the application of caustic in a wide range and, depending on the caustic charge applied, reduces the refining energy by 10 % to 20% compared to conventional impregnation (e.g. pre-conditioning refiner chemimechanical pulp)

The chemimechanical pulping methods produce pulps of sufficient strength and acceptable optical properties and can be used as the main fibrous component in printing paper, packaging board and hygienic paper furnishes.

Chemimechanical pulping consists of a fibre line and auxiliary systems. The latter include reject handling, storage of chemicals (see Section 2.3.2), heat recovery and auxiliary power generation, e.g. from the wood residues (see Section 2.6). The main unit processes of the manufacturing of CTMP can be seen in Figure 5.4.

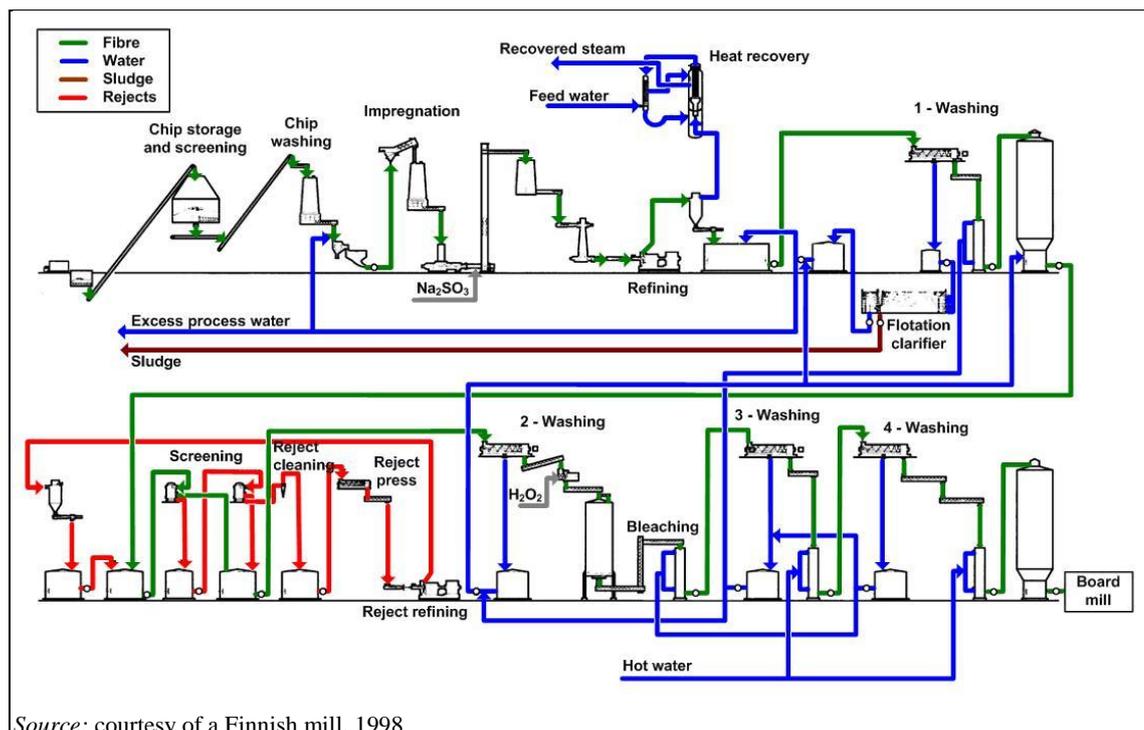


Figure 5.4: Schematic of the main unit operations of the CTMP process

The CTMP process combines the TMP process with a chemical impregnation of the wood chips. In this section only the CTMP pulping process itself is described, i.e. only the main unit processes (e.g. impregnation, several washing stages) that differ from TMP pulping. For screening and cleaning, reject handling, thickening and bleaching of mechanical pulps, the reader is referred to the corresponding paragraphs of Sections 5.1.6 and 5.1.7.

After debarking, chipping, chip washing and dewatering, the wood chips are first preheated, then compressed in a chip press before being impregnated in a screw-type impregnator tower where they are immersed in an alkaline chemical solution. A subsequent reaction bin allows the chemical to penetrate into the wood chips. Sodium sulphite (Na_2SO_3) is mostly used for softwoods, and more recently alkaline peroxide (NaOH , H_2O_2) has been predominantly used for hardwoods. After chemical impregnation, the chips are stored for a short retention time at high temperatures before entering a single- or multiple-stage refiner system (rotating refining plates), similar to the TMP process.

The CMP process developed as the high yield process for hardwood species, mostly for board, tissue and fine paper. With stronger chemical treatment and refining at atmospheric pressure, pulps with high strength properties can be produced from both softwood and in particular hardwood. After chemical impregnation, the chips are cooked at a temperature ranging from 70 °C to 170 °C. The cooking time depends on the process and can vary between 15 minutes and a couple of hours. Different kinds of treatment are used for different wood species. Optical properties like opacity are drastically reduced and the yield can fall below 90 % through extensive dissolution of organic material. CMP can only form a minor part of the furnish for printing papers.

Both the increase in the refining temperature and the use of chemicals (alkaline treatment) increase the generation of pollutants and as a consequence a higher yield loss. The chemical pretreatment affects the refining energy consumption; to what extent and how depend on the wood species and the chosen chemical system.

CTMP is often produced in connection with a paper or board mill due to the possibility to reuse the heat from refiners for the production of steam and better energy efficiency. However, CTMP is in some cases (approximately 10 mills in Europe) manufactured as market pulp and dried with a flash dryer which achieves a 90 % DS content.

5.1.6 Screening and cleaning

All mechanical pulps contain undesired components such as large, insufficiently pulped fragments (e.g. coarse rejects) and the shives that consist of many fibre bundles. Coarse fibres and shives are taken out for treatment and are then returned to the pulp stream because they reduce the strength and the printing quality of the paper.

The screening process in mechanical pulping has another objective to that in chemical pulping, where the rejects can be withdrawn from the fibre line. The purpose is instead mainly to separate the material and, after reject refining, return it back to the main fibre line (see Figure 5.2).

A screening installation consists of various stages in order to reduce the strain on subsequent installations and to save most of the acceptable components contained in the rejects. The screening out of the coarse rejects is easy to perform, but the removal of the shives requires a more elaborate technique. The shive content of unscreened mechanical pulp may be as high as 5 % depending on the process used (see Figure 5.2 to Figure 5.4). The purpose of screening is to separate shives from the main pulp flow for refining in the reject refiner. The long and flexible fibres from the reject refiner are returned to the main pulp flow usually before the main screening step.

The coarse rejects are, for example in SGW production, removed from the main pulp stream by vibrating flat screens equipped with perforated plates or by pressure screens with holes. Hammer mills or pulpers are used for the reduction of the coarse rejects. The retained coarse shives are usually added to the rejects of the fine screening system for further processing by means of separation through pressure screens which retain shives above a certain size depending on the type of paper required.

The screening process is carried out at high dilutions (below 1 % dry content). The fine screening is followed by a centrifugal separation of fibres and other particles with different specific weights (centricleaners). Separated rejects of the last stage are thickened and treated with special reject handling equipment like reject refiners and are then recycled to the screening process (secondary screens and centricleaners). Accepted pulp from reject handling stages can be recirculated back to the main fibre line. Final rejects (sandy material) are discharged from the process as solid waste. Depending on the reject handling concept, the DS content may vary between 5 % and 30 % [14, CEPI 1997]. The screening reject rate may be as high as 30 % of the inflow and, in the case of groundwood, the energy requirements for screening, thickening and refining the screening rejects are significant (accounting for about 25 % of the total energy). Final rejects are discharged from the process as solid wastes.

The screened and cleaned mechanical pulp is thickened by use of disc filters or thickening drums and then stored in tanks and storage towers.

Reject refining

In order to return screened and cleaned rejects to the main fibre line, they are usually refined in one or two stages between rotating refining plates. The initial break-up of the coarse fibre bundles in the refiner takes place in the breaker-bar zone, where the oversize material is turned into single fibres. The fibres are passed through a thin gap by the centrifugal forces and are intensively treated at a high pulp consistency (30 – 45 %).

The reject material from screens is a useful pulp fraction, the amount of which can be in the range of 30 – 50 % and the energy consumption about 10 – 40 % of the overall specific energy demand in mechanical pulping. If efficient reject recovery and recycling is required, TMP lines can be designed, e.g. for 40 – 50 % reject refining calculated from the capacity of the fibre line.

The final rejects that cannot be returned to the fibre line are discharged from the process as solid wastes or are incinerated in a boiler.

5.1.7 Bleaching of mechanical pulps

With the increased demand for high brightness paper and board, the bleaching of mechanical pulps has become more common. The bleaching of mechanical pulps is in principle totally different to that of chemical pulps because it is based on lignin-saving methods instead of lignin removing ones. The bleaching of mechanical pulps aims at changing chromophoric groups of lignin polymers into a colourless form. Thus, the bleaching of pulp primarily increases the brightness of pulp with minimum losses of DS and overall yield from wood. The effect is not permanent and the paper yellows to an extent over time. As it does not result in permanent brightness gain, bleached mechanical pulp is more suitable for newsprint and magazine paper than for fine paper or archive papers. The lignin-saving bleaching is carried out in one or two stages depending on the final brightness requirements of the pulp. The bleaching stages are distinguished according to the bleaching agent applied.

Reductive bleaching using sodium dithionite ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$)

In dithionite bleaching (symbolic shorthand: Y), organic material is dissolved to a minor extent from the pulp and does therefore not significantly increase the dissolved organic material (COD)

Herstellung von Zellstoff, Papier und Karton

in the effluents. Dithionite, also known as sodium hydrosulphite, is used for minor brightness adjustments (requiring 1 – 5 kg of dithionite per tonne of pulp) up to full bleaching, typically using up to 12 kg of dithionite per tonne of pulp. This technique results in a minimal yield loss and a brightness which can be increased by up to 12 units from an initial brightness level of 58 – 70 % ISO to about 70 – 76 % ISO [1, Finnish BAT Report 1997]. A suitable pH value is 5.6 to 6.5 and a temperature of up to 70 °C accelerates the bleaching process. Bleaching is carried out in upflow bleach towers to avoid contact with air. The reaction is very quick and retention times are typically in the range of 10 – 30 minutes. Residual dithionite in the pulp can cause corrosion with metallic components downstream in the process, but also with various dyes in the paper machine furnish. In most mills a metal chelating agent (e.g. EDTA, DTPA) is used to prevent metal ions from decomposing the dithionite. The consistency in conventional hydrosulphite bleaching is 3 – 5 %. Medium consistency (MC) pumping has made it possible to bleach at 10 – 12 % consistency with increased efficiency. Due to the limited brightness increase which is possible with Y bleaching and due to the high brightness levels which are required in modern paper production, dithionite bleaching has lost its importance and has been replaced by peroxide bleach plants in many mills.

Oxidative bleaching using hydrogen peroxide (H₂O₂)

The yield drop in peroxide bleaching (symbolic shorthand: P) is approximately 2 – 3 %, mainly due to the wood-dissolving effect of the high alkalinity during bleaching, hence the COD load in the process water increases.

Peroxide bleaching influences the pulp properties. In addition to an increased brightness, the strength of the pulp is improved, the content of resin compounds/extractives is reduced and the water uptake capacity is increased. When applying the maximum economical amount of peroxide, an increase in brightness of up to 20 units to 78 – 85 % ISO (depending on the wood species) can be achieved [1, Finnish BAT Report 1997]. With different wood species (pine, aspen, poplar, birch, etc.) higher brightness gains of up to 40 units are also possible. With modern high-consistency peroxide bleaching techniques (25 – 35% DS, symbolic shorthand: P_{HC}) the brightness ceiling for softwood mechanical pulps is in the range of 82 – 84% ISO, and for hardwoods up to 86 % ISO can be reached. The achievable pulp brightness is also dependent on the initial pulp brightness that in turn is feedstock- and process-related. In particular, it is not only the wood species but also the degree of decay of the pulpwood which is important here.

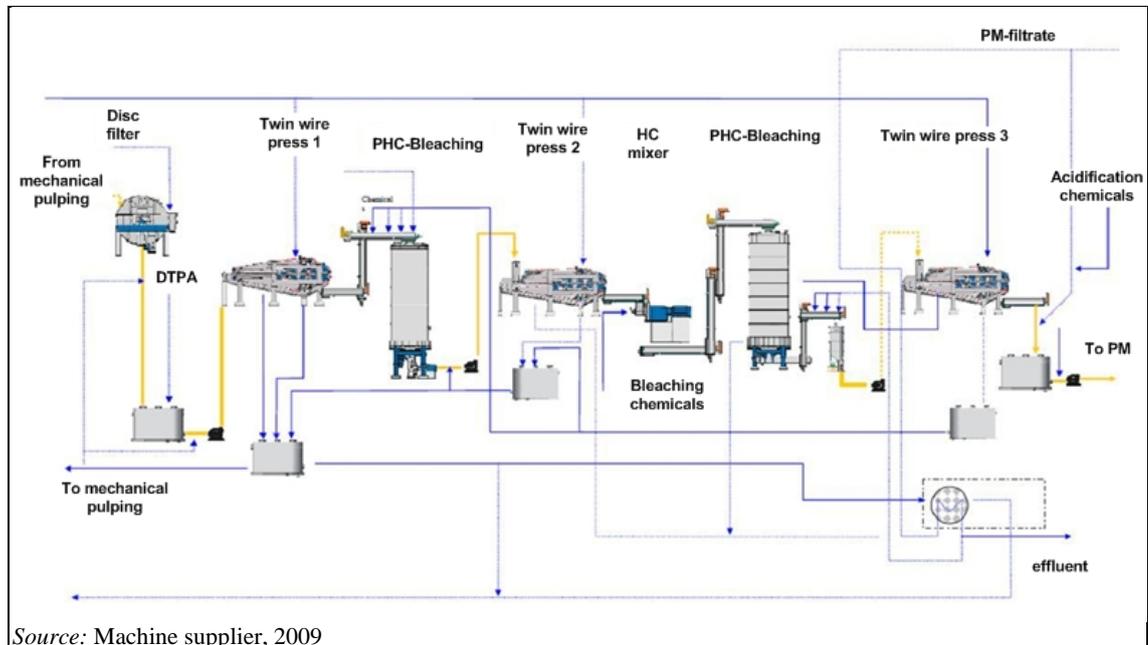
The presence of heavy metal ions promotes the decomposition of peroxide, resulting in lower brightness and higher peroxide consumption. Therefore, sodium silicate (waterglass, Na₂SiO₃) and chelating agents (e.g. EDTA, DTPA) are added both before and during bleaching to form complexes with heavy metals (Fe, Mn, Cu, Cr), which prevents the pulp from discolouring and the peroxide from decomposing. EDTA and DTPA contain nitrogen, which will show up in the waste water. The introduction of a washing stage between pulping and bleaching is effective in reducing the problematic metals and can thus reduce the amount of chelating agent needed and improve the effectiveness of the peroxide applied. The bleached pulp is finally pH adjusted by the use of sulphuric acid, sulphur dioxide, hydrogen chloride or carbon dioxide to a pH of 5 – 7, depending on the pH level of the paper machine. Modern peroxide bleaching is conducted at a consistency level of 25 – 35 %.

Peroxide bleaching influences the pulp properties, in particular when the pulps are bleached with high amounts of chemicals. In addition to increased brightness, the strength of the pulp may improve, in particular with hardwood pulps, and the content of extractives is reduced.

In cases of high final brightness and when high amounts of peroxide are added, two-stage peroxide bleaching may be used. In this case, the residual peroxide after the second bleaching stage, which is commonly carried out at high consistency, is washed out in a washing stage and is recirculated to the first bleaching stage. Due to the dilution with the recirculated filtrate the consistency is reduced and bleaching in the first stage has to be carried out at medium consistency

(10 – 15 %). Two-stage peroxide bleaching may save 10 – 20 % of chemicals compared to single-stage high-consistency bleaching.

An example of a modern high-consistency peroxide bleaching system is shown in Figure 5.5. It demonstrates a two-stage bleaching sequence applying P_{MC} - P_{HC} for a maximum final brightness target of >82 % ISO. The company produces LWC paper based on bleached stone groundwood pulp and a share of purchased chemical pulp. The COD after biological effluent treatment is <3 kg/t.



Source: Machine supplier, 2009

Figure 5.5: Modern high-consistency peroxide bleaching system in a SGW pulp-based LWC paper mill

A higher final brightness can be reached with peroxide bleaching than with dithionite bleaching but with reduced opacity. In some cases, a combination of oxidative and reductive bleaching may be more beneficial to achieve the highest pulp brightness. The stages PP - PY - YP are used, for example, to reach 80 % ISO for CTMP.

In some mills, $\text{Ca}(\text{OH})_2$ or $\text{Mg}(\text{OH})_2$ substitute NaOH as the alkali in peroxide bleaching (e.g. SCA Laakirchen, MD Papier Plattling). The substitution of NaOH by $\text{Ca}(\text{OH})_2$ leads to approximately 30 % lower COD emission loads while achieving high brightness levels.

5.2 Current consumption and emission levels

5.2.1 Overview of input/output for the production of mechanical and chemimechanical pulp

An overview of raw material and energy input and the output of products and residues for further utilisation, major emissions and solid waste of mechanical pulp and paper mills is presented in Figure 5.6. The presence of some of the substances listed in the figure depends mainly on the paper grade and paper properties to be achieved and the type of energy supply.

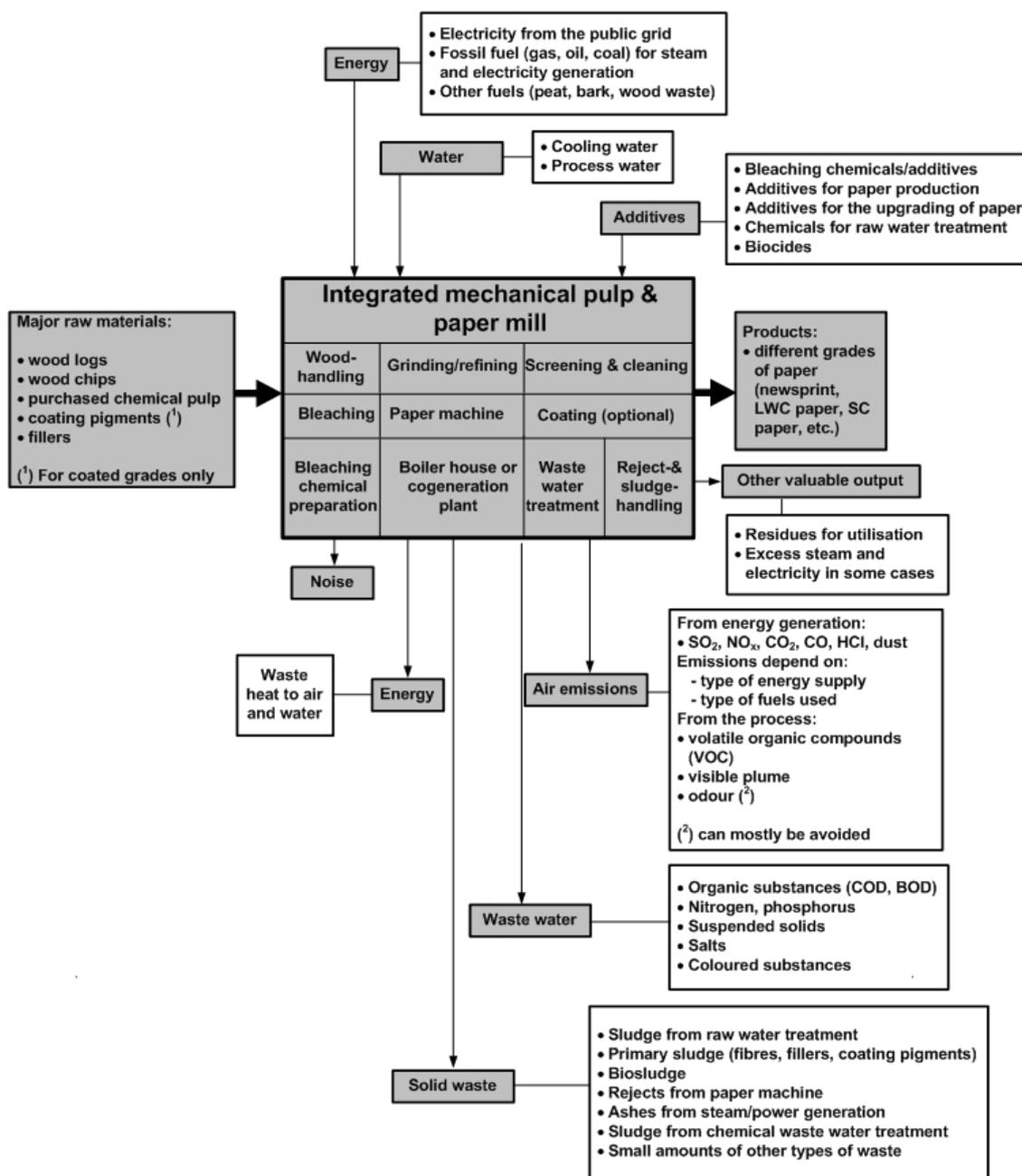


Figure 5.6: Mass stream overview of an integrated mechanical pulp and paper mill

Consumption and emission levels for raw materials used and emissions generated from a whole mill are compiled in Table 5.2. Mechanical pulp mills are mostly integrated with paper production. Furthermore, very often different fibre sources are mixed for the manufacturing of a

given paper such as chemical pulp, mechanical pulp and deinked pulp that may be mixed and in the case of printing papers a relatively high amount of fillers and coatings are used.

The overall consumption and emission levels of an integrated paper mill manufacturing coated printing paper containing wood (ULWC, LWC and HWC) from TMP are given in Table 5.2. This mill uses a mix of raw materials such as fibre materials consisting of 60 % bleached TMP manufactured on site and 40 % purchased pulp (bleached kraft pulp and in a minor quantity deinked pulp). The mill produces a total of 370 000 tonnes/year of printing paper; the effluents are treated in a two-stage biological treatment (activated sludge). For a 100 % TMP integrated mill, the emissions will be higher, as the main emissions are related to TMP production.

The typical consumption and emission levels are given for a German mill (Table 5.2) and a Finnish mill (Table 5.3) and are related to integrated mechanical pulp and paper mills. They are presented to give a quick overview of the materials used and to provide guidance about the environmental impact to be expected. They are not representative in the sense that the given values cover the whole range of observed values in Europe but rather represent case studies of this type of mill.

Table 5.2: Yearly average values (reference year: 1997) of consumption and emission levels from a German mill for the manufacturing of printing paper containing wood (LWC, ULWC, HWC)

Input			Output		
Raw materials	Value	Unit	Product	Value	Unit
Wood chips from sawmills ⁽¹⁾	361	kg/t	Printing paper	1 000	kg/t
Purchased pulp ⁽¹⁾	259	kg/t	Excess energy	132	kWh/t
Pigments (kaolin, talc, CaCO ₃) ⁽¹⁾	343.5	kg/t	Emissions		
Bleaching chemicals/additives ⁽²⁾	27	kg/t	CO ₂ ⁽³⁾		kg/t
Additives for paper production ⁽²⁾	4.6	kg/t	CO _{2, regenerative} ⁽³⁾		kg/t
Additives for upgrading paper ⁽²⁾	57.3	kg/t	NO _x ⁽³⁾		g/t
Chemicals for raw water treatment	4.2	kg/t	CO ⁽³⁾		g/t
Biocides	No data	kg/t	SO ₂ ⁽³⁾		g/t
			Dust ⁽³⁾		g/t
Energy			COD	2.7	kg/t
Natural gas	294	kWh/t	BOD ₅	0.17	kg/t
Fuel oil	~3.2	kWh/t	Suspended solids		g/t
Purchased electricity	1 852	kWh/t	AOX	<0.4	g/t
Purchased steam	1 140	kWh/t	Nitrogen	24	g/t
			Phosphate	4.3	g/t
Water demand			Waste water flow	14.1	m ³ /t
Surface water	22	m ³ /t	Cooling water	12	m ³ /t
Well water	4.4	m ³ /t	Residues		
Drinking water (sanitary facilities)	0.2	m ³ /t	Rejects and sludge (dewatered to 75 % moisture)	46	kg/t
			Sawdust	8.8	kg/t
			Metal scrap	2.5	kg/t
			Hazardous waste (e.g. used oils, mixtures of solvents)	0.3	kg/t

⁽¹⁾ The fibrous material refers to tonnes of absolute dry material, i.e. without moisture. In fact, the average moisture content of the raw material used is 50 % for wood chips, 9 % for purchased kraft pulp, 45 % for DIP and 0.2 % for pigments. The moisture content of the final product is about 4 – 5 %.

⁽²⁾ Additives are expressed as commercial solutions containing various amounts of water. For bleaching, the following chemicals are used: 30 kg/t H₂O₂, 15 kg/t NaOH, 15 kg/t sodium silicate and 3 kg/t DTPA. The following additives are used: 43 kg/t synthetic binders (latex), <8 kg/t starch, 1 kg/t retention agent (polyacrylamide), fixing agents, poly DADMAC, hardness stabilisers, various biocides.

⁽³⁾ Emissions to air could be calculated from the emissions generated at the external power plant (principle of combined heat and power) that supplies power and steam to the paper mill. All the electricity required for the TMP plant and 75 % of the heat needed for the whole site is based on external supply. Natural gas is used for infrared drying. Fuel oil is only used for the heating of buildings.

The overall typical consumption and emission levels of a CTMP mill are given in Table 5.3. The values refer to a non-integrated mill built in 1985 with some modernised equipment; the production capacity is 110 000 tonnes/year of bleached CTMP (CSF 400) for hygienic papers. The values in brackets reflect the typical levels from CTMP mills. The effluents are treated in a biological treatment plant (activated sludge).

Table 5.3: Yearly average values of consumption and emission levels from a Finnish CTMP mill

Input			Output		
Raw materials	Value (*)	Unit	Product	Value (*)	Unit
Wood	1 090	kg/t	CTMP pulp	1 000	kg/t
Na ₂ SO ₃	25 (20 – 30)	kg/t	Excess energy	600 – 1 200 ⁽¹⁾	kWh/t
DTPA	2 (1 – 2.5)	kg/t	Emissions		
Bleaching chemicals (H ₂ O ₂)	10 – 40	kg/t	NO _x	250	g/t
Chemicals for raw water treatment	0 – 2	kg/t	SO ₂	240	g/t
Sodium silicate	8 – 30	kg/t	Dust	50	g/t
			COD	15 (12 – 25)	kg/t
			BOD ₅	1 (0.5 – 2)	kg/t
			Suspended solids	0.5 (0.1 – 2)	kg/t
Energy			AOX	0	g/t
Wood residuals	600	kWh/t	Tot-N	400 (300 – 500)	g/t
Fuel oil	200	kWh/t	Tot-P	10 (5 – 50)	g/t
Purchased electricity	1 800 (1 500 – 3 000)	kWh/t	Waste water	20 (10 – 30)	m ³ /t
			Cooling water	0 – 20	m ³ /t
			Residues		
Water demand			Rejects and sludge	30 (15 – 40)	kg/t
Surface water	20 (10 – 30)	m ³ /t	Ashes	7	kg/t
			Hazardous waste (e.g. used oils, mixtures of solvents)	10	kg/t

(*) The values in brackets reflect the typical levels from CTMP mills.

⁽¹⁾ The figures refer to the case where no drying is applied, i.e. integrated pulp and paper production. The heat energy may be used in the paper machine.

5.2.2 Consumption and emission levels arising from process units

In mechanical and chemimechanical pulping, the waste water effluents, the relatively high consumption of energy that is often generated on site and the fibre losses and sludge from different parts of the manufacturing process and above all from the waste water treatment plant are areas of environmental concern.

The most relevant uses of raw materials and emissions to water, air and soil (waste) as well as energy aspects are discussed below and cover the following:

- wood consumption,
- water use,
- waste water emissions,
- emissions to the atmosphere from refiners, energy generation and bark boilers (for emission levels from auxiliary and bark boilers, see Section 2.6.2),
- solid waste generation,
- consumption of chemicals,
- use of energy,
- noise.

As for the reported emission and consumption figures, it should be borne in mind that, due to the use of some different measurement methods in the various Member States, data are not always strictly comparable from country to country (see Section 2.2.1).

5.2.2.1 Wood consumption

In the production of groundwood pulps, wood has to be delivered as logs due to the construction of grinding machines. In TMP and CTMP pulping processes, wood is used as chips and therefore both processes can use roundwood or chips from sawmills or wood panel industries.

High yields are characteristic of mechanical pulping where the losses occurring during the process, mainly in the form of dissolved organic substances (principally lignin and hemicellulose), are low (see Table 5.1).

The use of wood is normally between 2.4 m³/ADt and 2.6 m³/ADt for groundwood, 2.3 m³/ADt and 2.8 m³/ADt for TMP and 2.8 m³/ADt and 3.0 m³/ADt for CTMP [14, CEPI 1997]. The unit m³ wood/ADt is used as a trading unit in some countries. It is a term to express the volume of roundwood under bark used for pulp manufacturing; it is not synonymous with the term yield as it neglects variations in wood density (+/-15% within one wood species and up to 50 % between species). When the m³ wood/ADt varies, it is unclear if it is the yield (tonnes of wood/tonne of pulp) or the wood density (t/m³) that caused it.

5.2.2.2 Water use

In mechanical pulping processes, the water systems are usually closed in order to maintain high process temperatures. Fresh water is only used for sealing and cooling as surplus clarified waters from the paper machine are usually used to compensate for the water leaving the circuit with the pulp (5 – 10 m³/tonne of pulp) and with the fibre losses and sludge. For a TMP mill, sources of emissions to water are wood handling, cleaning and bleaching (see Figure 5.3).

Most of the mechanical pulp mills are integrated mills, i.e. their water and energy management is closely linked to the paper mill that manufactures different coated or uncoated paper grades. Typical ranges of overall water use for GW, TMP and CTMP processes are shown in Table 5.4.

Table 5.4: Water use in mechanical pulping

Pulping process	m ³ /ADt of pulp and paper ⁽¹⁾
GW	5 – 20 ⁽¹⁾
TMP	4 – 20 ⁽¹⁾
CTMP	9.5 – 30 ⁽¹⁾
⁽¹⁾ The upper end of the range includes the water consumption of the paper mill for integrated production (see Section 5.3.6), whereas the lower end of the range refers to pulping only.	

If the volume of the white water tank is sufficient, i.e. no addition of fresh water is needed to maintain the tank levels, a consumption of about 10 m³ of fresh water per tonne of pulp is required. If the properties of the final product require a low content of extractives (as is the case of board pulp or fluff pulp) or fines (as is the case of fluff pulp), some more fresh water and/or additional washing stages may be needed. On the other hand, an internal treatment of the white water from the first washing stage by the use of suitable technologies (e.g. evaporation, flocculation/flotation, centrifuges) results in water consumption below 10 m³/t. The flocculation/flotation unit removes extractives and fines and about 40 – 50 % of the COD. The latest installations use evaporators to separate the solids from the effluent and the clean condensate is reused in the process.

5.2.2.3 Waste water and emissions to water

Waste water flow

Figure 5.7 shows the specific waste water flow of mechanical and chemimechanical pulp and paper mills that responded to the EIPPCB survey. Integrated mechanical pulp and paper mills (e.g. GW, RMP, TMP) discharge between 9.4 m³/t and 20 m³/t (with the exception of one mill discharging up to 25 m³/t); the manufactured grade (e.g. standard grades, or a grade with higher brightness) does not significantly affect the amount of waste water discharged from production installations. CTMP mills reported water flows between 9 m³/ADt and 27.2 m³/ADt.

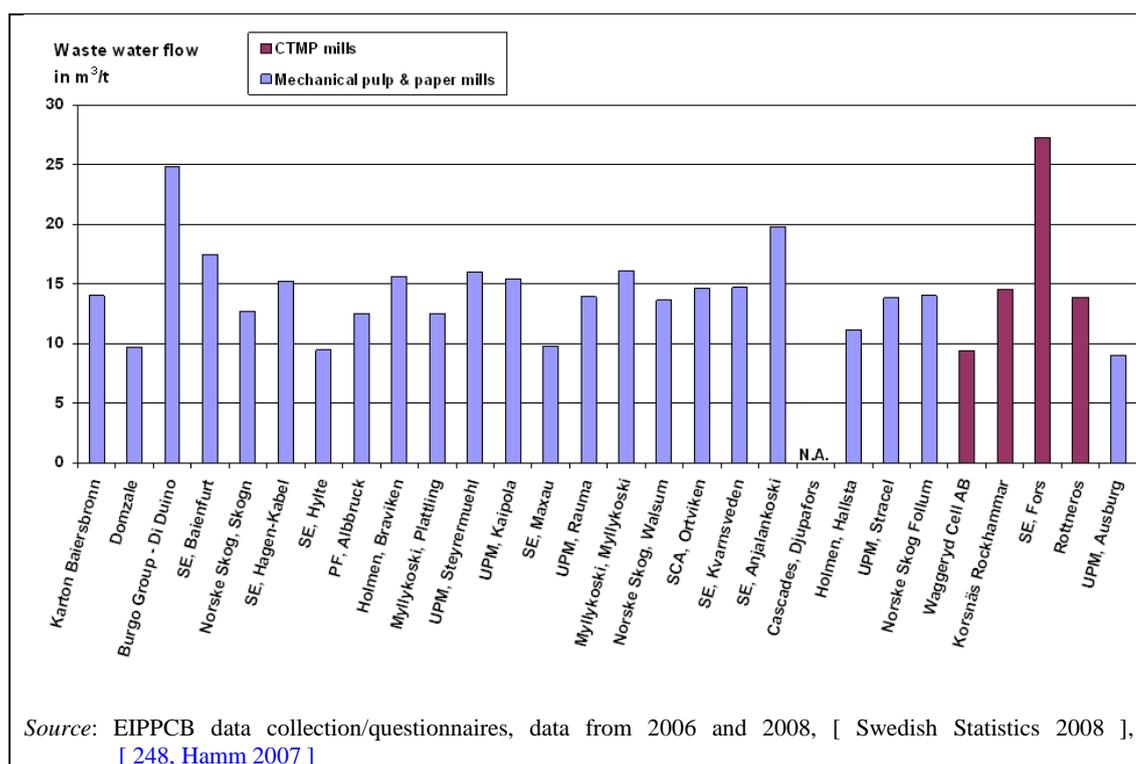


Figure 5.7: Specific waste water discharge from individual mechanical and chemimechanical pulp and paper mills

Sources of waste water and pollution parameters

In Figure 5.8, the sources of emissions to water and the main substances of concern from a CTMP mill are shown. Strict counter-current water systems are applied, i.e. clean wash water is used for the last wash press and led counter-currently to the fibre flow. The highly loaded filtrate from the wash step is discharged from the process. Fibres can be recovered and filtrate treated internally

by flotation or filtration before being taken to external treatment. Sealing and cooling waters are collected and used as process water or are discharged to surface waters.

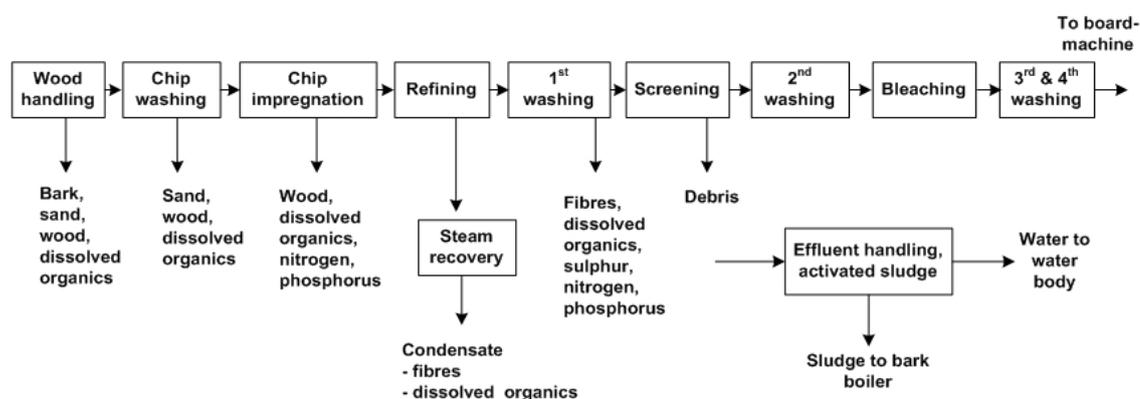


Figure 5.8: Sources of emissions to water from a CTMP mill

Emissions to water are dominated by oxygen-consuming organic substances that are lost in the water phase in the form of dissolved and dispersed organic substances. A yield of 86 – 97 % means that 30 – 140 kg/tonne of the wood in the form of solid and dissolved substances are lost during processing. Grinding temperature, caustic usage (during impregnation and/or bleaching) and water use (m³/t pulp) have an impact on the yield. Wood species, seasonal variations and storage conditions of the wood also influence the amount of dissolved solids. During mechanical pulping, the stability of the cellulose and the lignin is not affected, but simple carbohydrates, hemicelluloses, lignins, extractives (e.g. fatty and resin acids), proteins and inorganic substances including nitrogen and phosphorus are dissolved and dispersed in the process water. With a decreasing yield and an increasing temperature, the organic load of the water from pulping increases.

Typical specific loads measured, such as BOD₅, COD and nutrients (phosphorus and nitrogen), for different pulps are listed in Table 5.5, together with the corresponding yield.

Table 5.5: Typical specific loads in waste water from the mechanical pulping of Norway spruce (*picea abies*) before treatment

Pulping process	Yield (%)	BOD ₅ (kg/t)	COD (kg/t)	Nitrogen (g/t)	Phosphorus (g/t)
GW	95 – 98.5	8.5 – 10	20 – 30	80 – 100	20 – 25
PGW	95 – 96	10 – 13	30 – 50	90 – 110	20 – 30
PGW-S	95 – 96	11 – 14	45 – 55		
RMP	95 – 96	10 – 15	40 – 60	90 – 110	20 – 30
TMP	93 – 97.5	13 – 22	50 – 80	100 – 130	30 – 40
CTMP	90 – 94	17 – 30	60 – 100	110 – 140	35 – 45
Bleached CTMP:					
Bleached softwood	91 – 93 ⁽¹⁾	25 – 50 ⁽¹⁾	80 – 130 ⁽¹⁾	130 – 400 ⁽¹⁾	50 – 60 ⁽¹⁾
Bleached hardwood	86 – 92 ⁽²⁾	50 – 80 ⁽²⁾	120 – 200 ⁽²⁾	No data	No data

⁽¹⁾ Figures in brackets are based on personal information from Finnish CTMP mills. BOD₇ has been converted into BOD₅ by use of the formula $BOD_7/1.16 = BOD_5$ proposed in [1, Finnish BAT Report 1997].

⁽²⁾ Data source: Andritz AG, 2009.

If mechanical pulp is bleached in an alkaline peroxide step, the releases of organic pollutants increase significantly due to the alkalinity during the bleaching. The yield loss in connection with peroxide bleaching is 15 – 30 kg/tonne corresponding to an additional load of approximately 10 – 30 kg O₂/tonne measured as COD respectively. The upper values of the table above are related

to peroxide bleached mechanical pulps. For TMP mills using only hydrosulphite as a bleaching chemical, COD levels of 2 500 – 3 000 mg O₂/l have been measured referring to a water flow from the TMP mill of 3 – 4 m³/t (paper machine not included). A groundwood mill has reported COD concentrations before treatment of 1 700 – 2 000 mg COD/l.

About 20 – 30 % of the bark (referred to as dry bark) is water-soluble, of which 50 – 60 % consists of phenolic substances and about 25 % consists of soluble carbohydrates. Depending on the storage of wood, carboxylic acids and alcohols might also be found in effluent from the debarking plant. Some compounds discharged from mills show toxic effects on aquatic organisms before treatment as some of the extractive components like resin acids that may be leached from bark in the wood handling for example. The waste water from debarking is usually treated together with other waste water streams in external treatment plants.

Additives used for papermaking may cause a measurable part of the organic discharge after treatment because some substances are not readily degradable.

Emissions of coloured substances may affect the living species in the receiving water negatively, since the water transparency is decreased.

The emissions after treatment from the mills depend mainly on the design and operation of the processes and water circuits, the type and extent of bleaching (paper with the highest brightness cause higher COD loads than standard grades) and the waste water treatment applied. The efficiency of biological waste water treatment at mechanical pulp mills resembles that of chemical pulp mills. The COD reduction is however normally higher at levels between 70 % and 90 %. Moreover, at several plants, tertiary treatment is employed which polishes the effluent thereby reducing discharges further. This is particularly true for pollutants associated with TSS.

Table 5.6: Emissions of mechanical pulp mills after biological treatment

Pulping process	Flow (m ³ /t)	BOD ₅ (kg/t)	COD (kg/t)	Tot-P (g/t)	Tot-N (g/t)	TSS (kg/t)
CTMP	9 – 30	No data	12 – 25	2 – 10	150 – 200	0.5 – 1.5
TMP	10 – 25	Few data	2.5 – 7.2 ⁽¹⁾	2 – 16	20 – 500	0.06 – 0.7

⁽¹⁾ The COD value also depends on the product compositions; higher shares of hydrogen peroxide bleached TMP tend to result in higher final COD loads after treatment.

Source: Swedish statistics of pulp and paper mills, 2008; EIPPCB questionnaires, reference years: 2006 and 2008.

In the following sections, more detailed information on the emissions of individual waste water parameters relevant for mechanical and chemimechanical pulping is given. The data are provided – where available – as load (kg/ADt), concentration (mg/l), yearly and daily averages. Values are presented as reported (e.g. with regard to decimal places, regardless of the uncertainty factor close to the detection limit). When interpreting given concentration data, one should bear in mind the corresponding waste water flows. Due to efforts being made in some mills with regard to reducing water use and closing water loops, the concentration of pollutants might have increased. The plants with higher concentration values do not necessarily have higher emission loads.

Chemical oxygen demand

Figure 5.9 provides the reported annual average values for COD emissions from individual plants. The loads reported range from 0.87 kg/ADt to 7.13 kg/ADt for mechanical pulp and paper mills and from 12.00 kg/ADt up to 21.34 kg/ADt for CTMP plants.

In Figure 5.9, the specific COD loads for mechanical and chemimechanical pulp and paper mills are given as yearly average values after waste water treatment.

The values reported for mechanical mills cover the range of 0.87 kg/t to 7.13 kg/t, and up to 8 – 9 kg/t in the case of highly bleached mechanical pulp. Lower COD values (0.87 – 1.0 kg/t) refer to mills that manufacture mainly bleached or unbleached GW-based cartonboard, also use some purchased chemical pulp and run a biological waste water treatment. Another group of mills are those manufacturing graphic paper (e.g. LWC, ULWC paper) using various fibre sources as furnish (mainly bleached GW or PGW, sometimes a little deinked RCF, and also some purchased chemical pulp) with the pulp being bleached in one or two stages with hydrogen peroxide only or a combination of peroxide and dithionite bleaching. COD emissions of this group vary between 1.3 kg/t and 4.5 kg/t. The group of mills that uses bleached TMP (around 30 – 60%), some deinked RCF or also bleached GW and some purchased pulp show an emission range of 2.0 to 4.5 kg/t. TMP mills that are based on 80 – 100% TMP, most of it hydrogen peroxide bleached, reported the highest COD emissions; with emissions varying between 4.5 kg/ADt and 9 kg/ADt. The achieved brightness level (% ISO) of the final product (MFC, LWC paper) corresponds to a certain extent to the discharged COD load; the fibre furnish, the process layout and the applied waste water treatment are also relevant aspects to consider. COD levels are highly dependent on the usage of mechanical pulp.

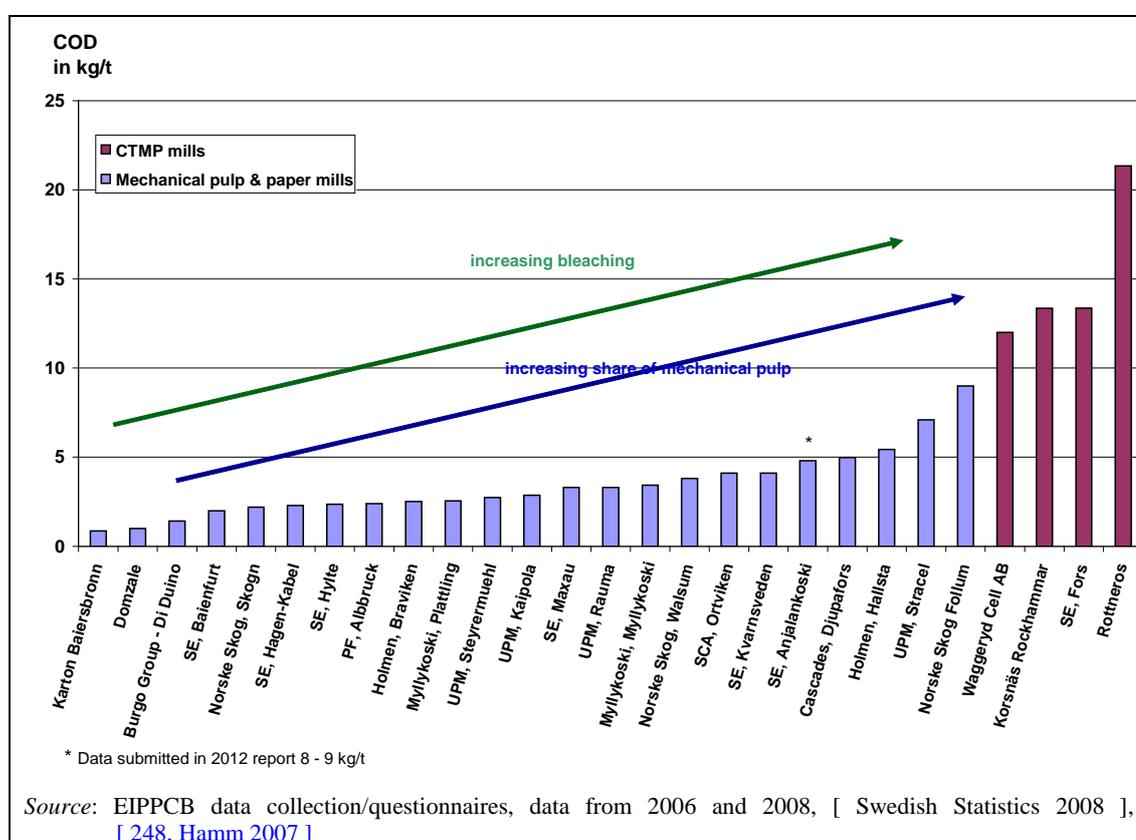


Figure 5.9 Yearly averages of specific COD loads from individual mechanical and chemimechanical pulp mills

The range of emissions shown in Figure 5.9 reflects these variations in fibre furnish, share and type of mechanical pulp, the level of bleaching and the waste water treatment applied. The upper end of the COD range of mechanical pulp and paper mills is caused by mechanical pulp and paper mills that use a high proportion ($\geq 95\%$) of highly bleached TMP for almost all grades manufactured.

Three out of the four CTMP mills that responded to the EIPPCB questionnaires discharge organic loads between 12 kg COD/t and 13.5 kg COD/t as a yearly average.

For CTMP plants, there are a few possible ways to treat the waste waters: activated sludge treatment in one or two stages with or without a chemical treatment; internal treatment of the first stage white water followed by activated sludge treatment for other effluents; evaporation and burning of the most contaminated waste water and activated sludge treatment of the rest; a combination of anaerobic and aerobic treatment of waste water. Today the activated sludge treatment is the most common technique and, if properly designed, a BOD reduction of 98 % and a COD reduction of 85 % are reached. The reason why anaerobic treatment is not used more commonly for CTMP mill effluents is that anaerobic systems are relatively sensitive to disturbances caused by sulphur-containing CTMP waste water. Waste water from hardwood bleached CTMP mills using alkaline peroxide for the impregnation of the chips can be treated effectively in anaerobic stages, as could be demonstrated in several recent installations. The generated biogas can be used for energy generation either in the bark boiler or in the case of market pulp mills in the flash dryer.

There are an increasing number of paper mills in Europe that manufacture and use not only one single type of pulp but different types of pulps at one site. For instance, a paper mill manufacturing mainly newsprint and SC printing papers may use a combination of raw materials like mechanical pulp (groundwood and TMP), deinked pulp from recycled papers and a certain amount of purchased chemical pulp. In these types of mills, the water system is closely linked between the different processes.

The short-term values reported for BOD emissions are shown in Figure 5.10.

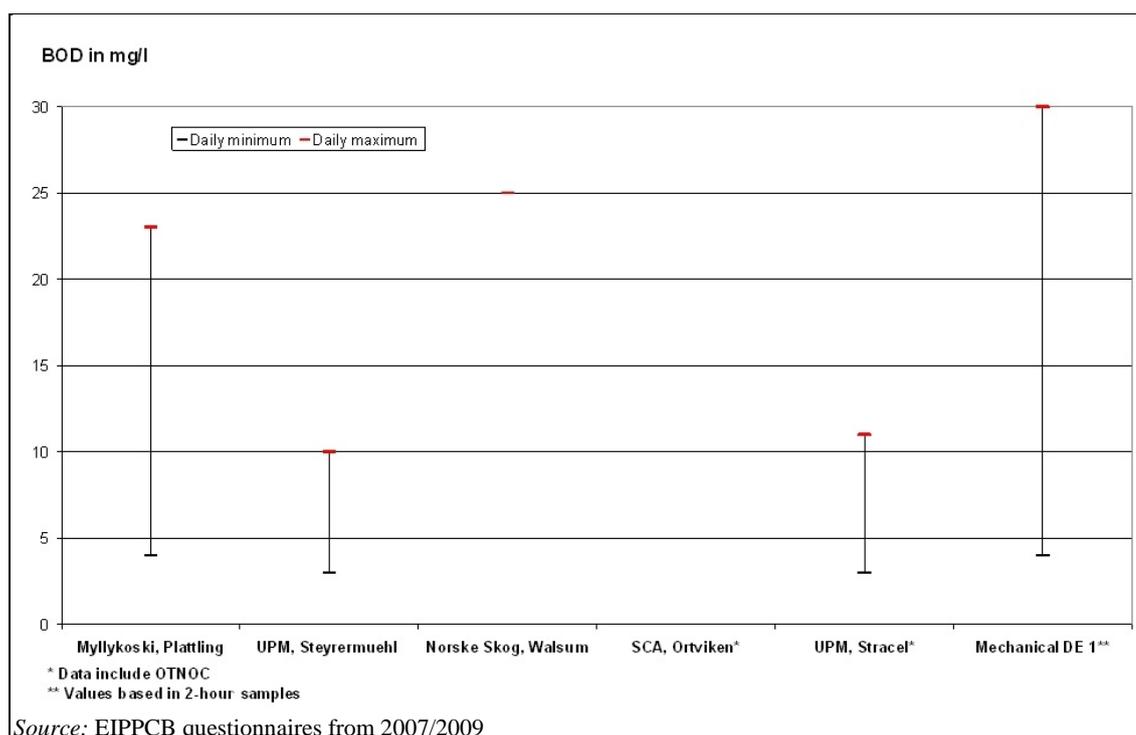


Figure 5.10: Short-term averages of BOD emissions from mechanical pulp mills

Total suspended solids

An overview of specific TSS loads for individual plants is given in Figure 5.11. Reported loads vary from 0.056 kg/ADt to 0.88 kg/ADt for mechanical pulp and paper mills and from 0.52 kg/ADt to 1.32 kg/ADt for CTMP plants.

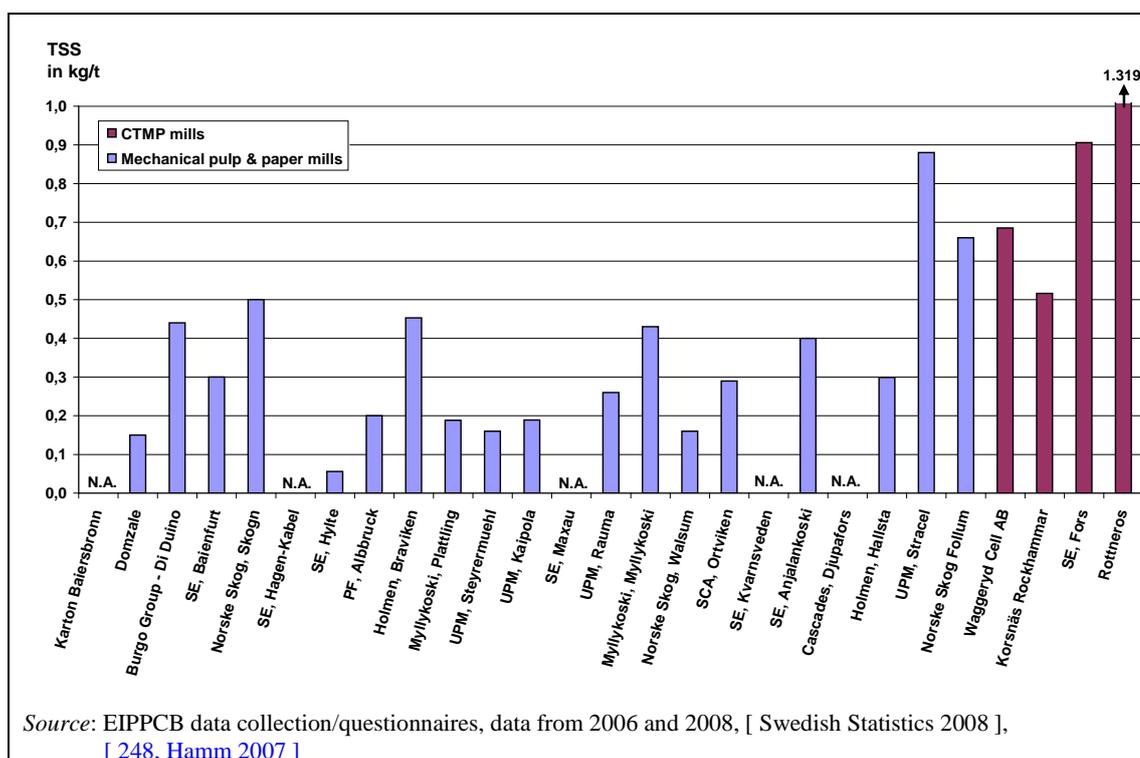


Figure 5.11: Yearly averages of specific TSS loads from individual mechanical and chemimechanical pulp mills

Nutrients

The discharge of nitrogen in mechanical pulping originates from the wood and chelating agents (e.g. EDTA, DTPA) used in bleaching. A dosage of 2 – 3 kg of EDTA/tonne of pulp results in an additional discharge of 150 – 220 g of nitrogen/tonne of pulp. The discharge of phosphorus depends on the wood. Emissions of nutrients (nitrogen and phosphorus) are low and not sufficient if the discharged water is to be treated in activated sludge processes. Therefore, nutrients (N and P) are normally added before such treatment.

Overviews of specific phosphorus and nitrogen loads for individual plants are given in Figure 5.12 and Figure 5.14, and short-term averages are given in Figure 5.13 and Figure 5.15. Loads reported for mechanical pulp and paper mills vary from 0.001 kg/ADt to 0.016 kg/ADt for total phosphorus and from 0.001 kg/ADt to 0.839 kg/ADt for total nitrogen. The values for CTMP plants vary from 0.002 kg/ADt to 0.010 kg/ADt for total phosphorus and from 0.145 kg/ADt to 0.184 kg/ADt for total nitrogen.

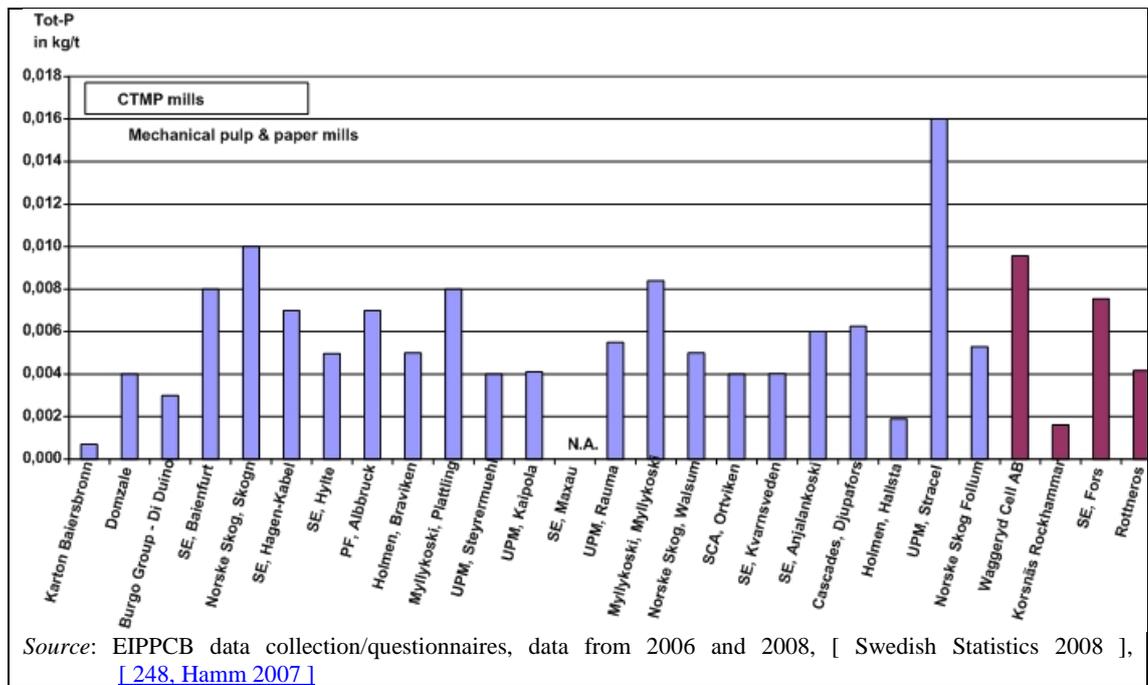


Figure 5.12: Yearly averages of tot-P loads from individual mechanical and chemimechanical pulp mills

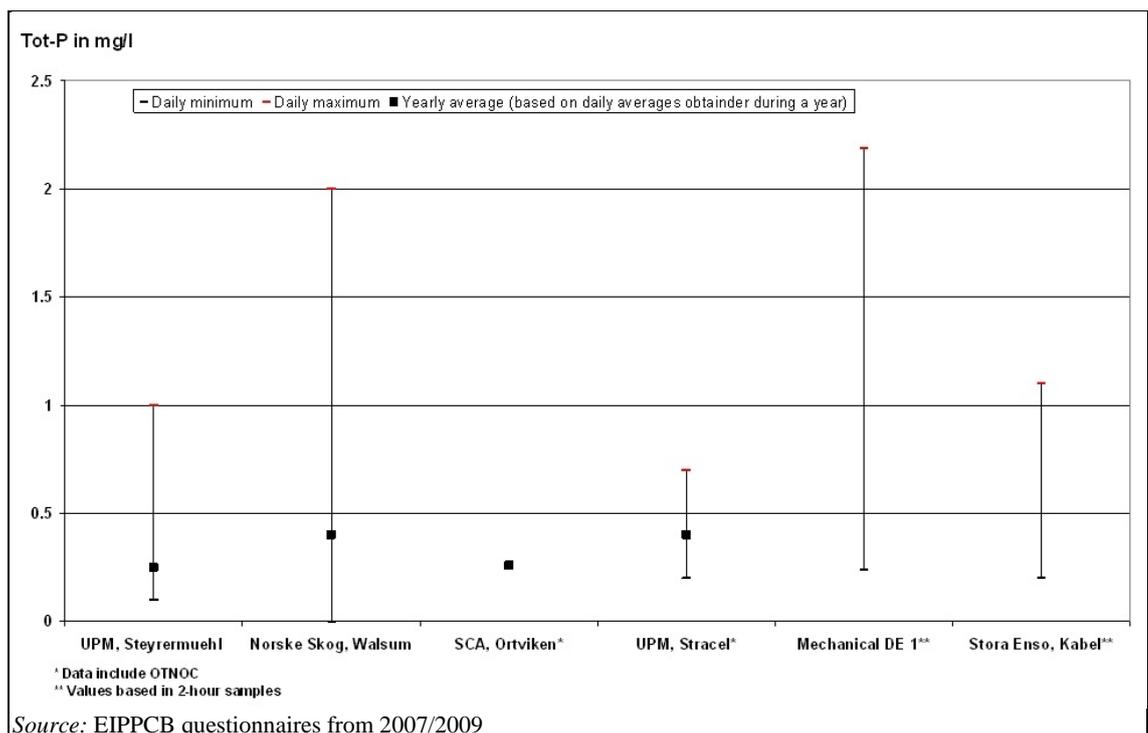


Figure 5.13: Short-term averages of tot-P emissions from mechanical pulp mills

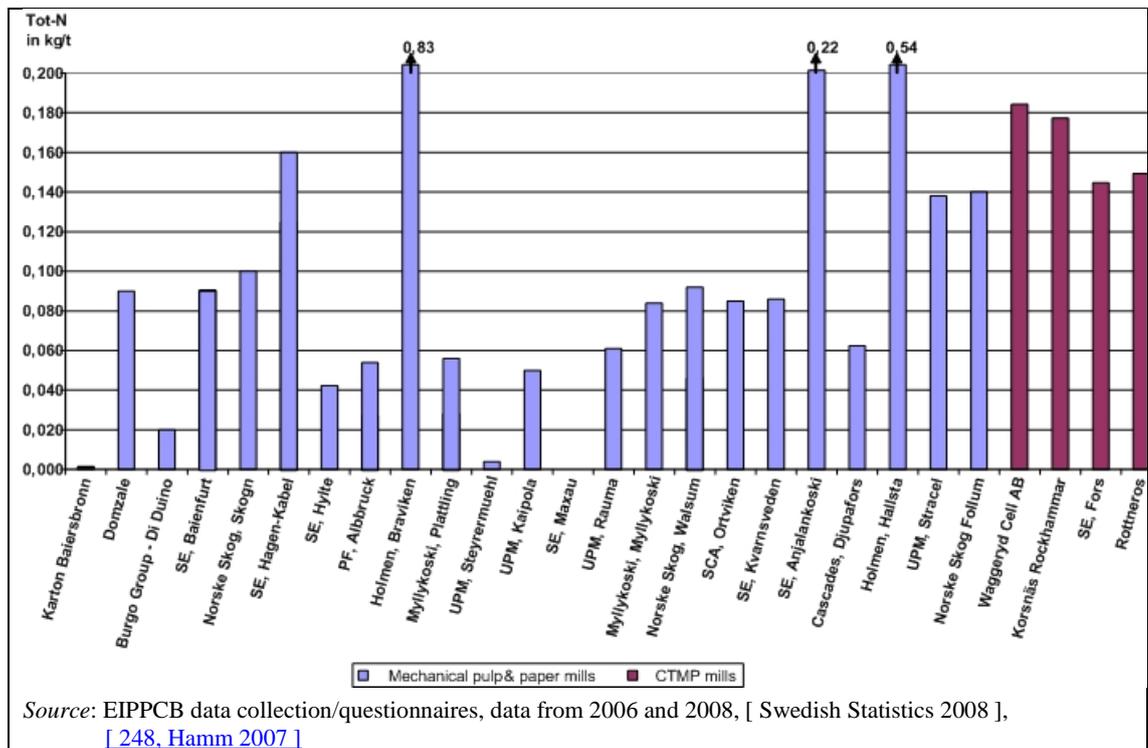


Figure 5.14: Yearly averages of tot-N loads from individual mechanical and chemimechanical pulp mills

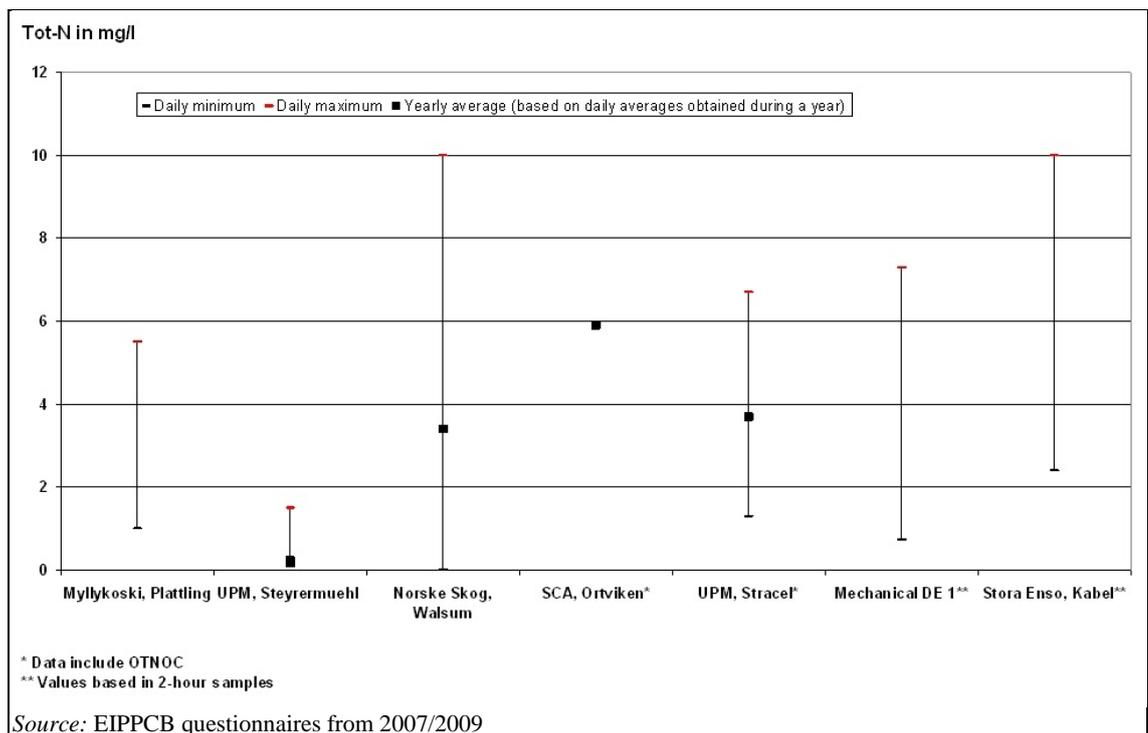


Figure 5.15: Short-term averages of tot-N emissions from mechanical pulp mills

Chlorinated organic compounds (AOX)

An overview of specific AOX loads for individual plants is given in Figure 5.16. Reported loads vary from 0.000 2 kg/ADt to 0.010 kg/ADt for mechanical pulp and paper mills.

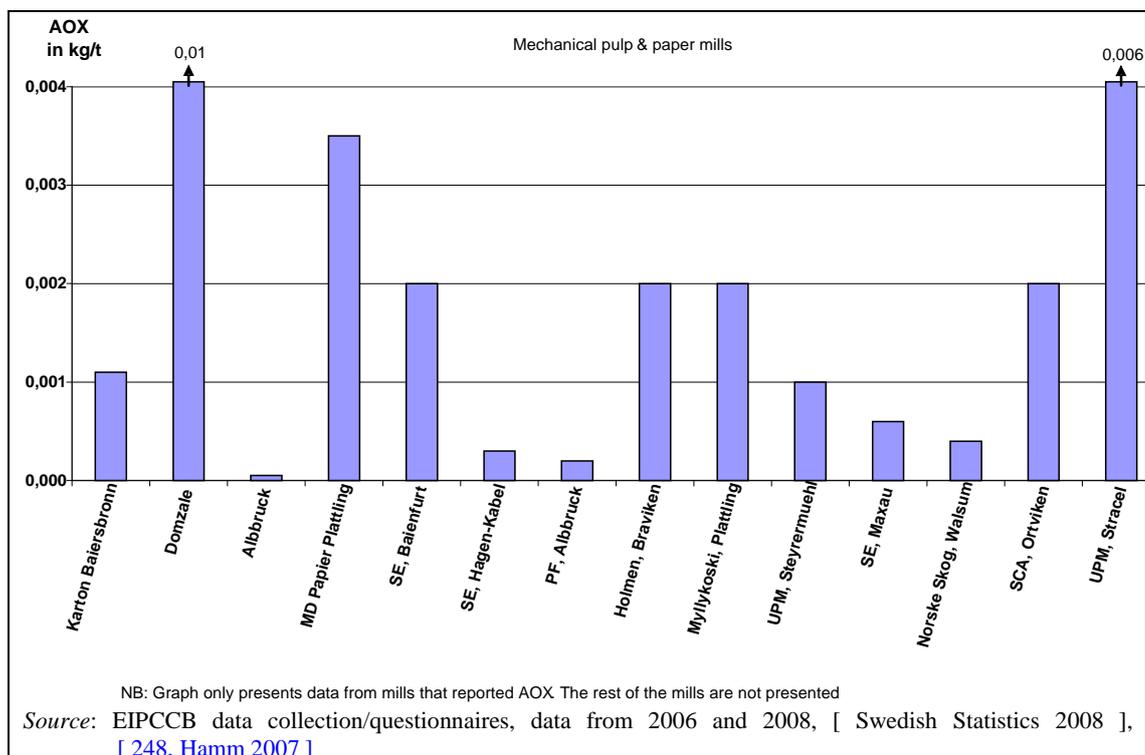


Figure 5.16: Yearly averages of AOX loads from individual mechanical and chemimechanical pulp mills

5.2.2.4 Emissions to air

Volatile organic compounds (VOC)

Emissions to air from mechanical pulping are partially loaded with VOC. The VOC from mechanical pulp mills are totally natural, i.e. originating from wood. Their aroma is mainly that of fresh wood. The VOC stem from the part of the wood often called resins or extractives (and measured in percentage through extraction methods like DCM = dichloromethane). These compounds tend to evaporate or dissolve at high temperatures and/or dissolve through alkaline treatment. Fresh spruce contains 1 – 2 % DCM (of which <1 % is considered VOC); unbleached mechanical pulp: 0.3 – 0.5 %; bleached mechanical pulp/CTMP: <0.1 %; fresh pine: 3 – 5 % (up to 8 % in southern pine species). Studies on softwood have shown that 90 % of the terpenes are degraded at the wood yard and the chip pile. The terpenes escape to the atmosphere as diffuse emissions within 14 weeks of being stored. Sources of VOC emissions are the ventilation of air from chests from wood chip washing and other chests and from spray scrubbers, where vent steam from TMP heat recovery contaminated with volatile wood components is condensed.

VOC emissions depend on the wood species used, on the quality and freshness of the wood, on the storage time at the wood yard and on the pulping techniques applied for wood processing.

Depending on the type of raw material, the emitted substances originating from the wood include acetic acids, formic acids, methanol, pinenes and terpenes (the latter two originate from softwood).

A German TMP mill reported the concentrations of organic substances before external treatment given in Table 5.7.

Herstellung von Zellstoff, Papier und Karton

Table 5.7: Emissions of volatile organic compounds from a German TMP mill before treatment

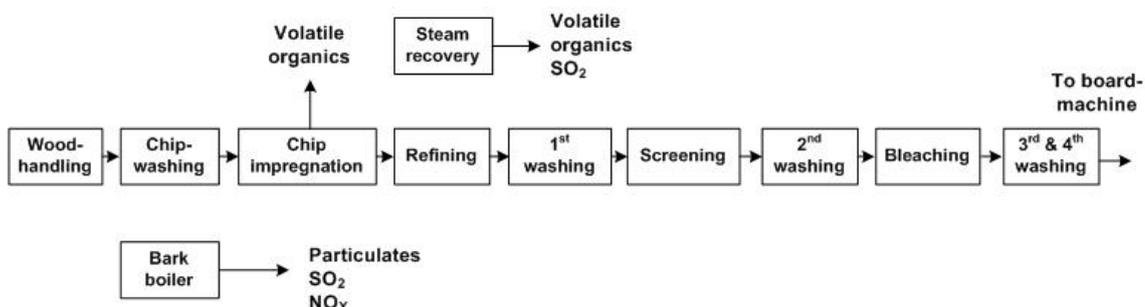
Process stage	Emission of organic substances
Spray scrubber (start-up scrubber)	- Total organic C: 6 000 mg/m ³ (highest individual value: 9 600 mg/m ³) - Pinenes ⁽¹⁾ : 13 000 mg/m ³
Washing of wood chips	- Total organic C: 300 mg/m ³ - Pinenes ⁽¹⁾ : 500 mg/m ³
Evacuation of air from other chests	- Total organic C: 150 mg/m ³ - Pinenes ⁽¹⁾ : 50 mg/m ³
⁽¹⁾ Mostly pinenes (C ₁₀ H ₁₆) but also including other volatile organic substances of class III of the German Technical Instructions on Air Quality Control.	

The analysis of VOC from a TMP plant is very difficult because the exhausts contain steam and even water droplets. FID (flame ionisation detection) for example gives misleading results when measured as a total carbon. The component analysis FTIR will give more accurate information.

Depending on the applied pulping technology, VOC emitted from the fibre line can vary in a wide range. The amount of organic acids emitted from CTMP processes are a very small fraction of those coming from a TMP system, since the acids are mainly kept in the alkaline aqueous phase. For instance, a softwood CTMP mill reported 200 g of terpenes per tonne of pulp before treatment. In general for softwood fibre lines including a scrubber system, the emission of VOC is 1 kg/t of pulp. For hardwood applications approximately 0.4 kg of VOC per tonne of pulp can be expected (*source*: Andritz, 2009).

Some VOC may be released from waste water treatment. Most diffuse emissions occur from chip piles during storage.

An overview of the emissions to the atmosphere from a CTMP mill is shown in Figure 5.17.

**Figure 5.17: Emissions to the atmosphere from CTMP mills**

The atmospheric emissions from the fibre line originate mainly from bleaching and steam recovery (VOC) and the bark boilers where wood residuals are burnt (particulates, SO₂, NO_x). (See Section 2.6.2).

There are different options to reduce the VOC emissions:

- the recovery of terpenes from contaminated condensates for incineration purposes;
- incineration of the exhaust gas in the on-site power plant or in a separate boiler.

In Europe, there is no known pulp or paper mill that reported on special control measures for their odours related to VOC emissions. Elsewhere, for example in UPM-Kymmene, Blandin Paper Mill and New Page, Duluth Paper Mill, a regenerative thermal oxidiser (RTO) controls VOC from

the main grinder stack (PGW mill) and the grinder chamber evacuation vent [188, Pöyry 2010]. No more specific data could be gathered.

Emissions from energy generation

Like in other pulp and paper mills, mechanical pulping generates emissions to air that are not process-related but are mainly related to energy generation by combustion of different types of biofuels and fossil fuels (see Section 2.6). In a typical integrated paper mill that uses mechanical pulp, high-pressure steam is generated in a power plant. The energy is partially transformed into electricity in a back-pressure turbo-generator and the rest is used in paper drying. The power plants burning solid fuels have electrostatic precipitators for the removal of particulates from the flue-gases. The emission of sulphur dioxide is limited by using selected fuels. Depending on the local conditions, there are paper mills in Europe using different amounts of energy from external supply.

Emissions from bark boilers

For refiner mechanical pulps, the removed bark is usually burnt in bark boilers. Together with the bark, parts of the rejects and sludge might be incinerated. There are some mechanical pulp mills that use no roundwood as raw material but wood chips from sawmills.

5.2.2.5 Solid waste generation

The solid waste/residues removed from the mechanical pulping processes consists of bark and wood residues from the debarking, washing and screening of chips (about 1.5 % rejects), fibre rejects (primary sludge), ash from energy production and excess sludge from external biological waste water treatment. The residues containing wood are usually burnt in the bark boiler. Ashes are usually disposed of or are used in the building material industry.

The largest waste fraction consists of different types of sludge, mainly fibre-containing primary sludge and excess sludge from biological waste water treatment. The amount (weight) of waste for disposal can be reduced and the value/cost of the sludge can be improved through optimised dewatering equipment. For transport or incineration purposes, the maximum amount of water should be removed. Usage of excess heat for drying adds further value/reduces cost. At a dryness of approximately >35 %, the sludge will have a net positive calorific content (see Section 2.9.6.1.4).

The options for further use depend on the quantities and qualities of the sludge produced. Primary sludge may be used as additional material in the brick industry or may be incinerated on or off site. For suitable solutions for the further treatment of sludge and fibre losses, it is reasonable to treat different types of sludge separately.

A chemical analysis of primary and secondary sludge from a German mechanical pulp and paper mill showed the results given in Table 5.8.

Table 5.8: Composition of primary sludge from sedimentation tanks and composition of excess sludge from the activated sludge plant

Parameter	Unit	Primary sludge	Excess sludge
DS content	%	47.9	31.7
Organic solids	% DS	33.2	48.3
TOC	% DS	19	23
Arsenic	mg/kg DS	1.6	2.3
Lead	mg/kg DS	41	22
Cadmium	mg/kg DS	<0.67	<0.67
Chromium _{total}	mg/kg DS	24	17
Copper	mg/kg DS	238	71
Nickel	mg/kg DS	5.7	7.5
Mercury	mg/kg DS	0.08	0.09
Zinc	mg/kg DS	141	135

Source: Report from a German mechanical pulp mill (GW & TMP).

A small amount of hazardous waste is generated in all mills. Such waste includes oil and grease residues, used hydraulic and transformer oils, waste batteries and other scrap electrical equipment, solvents, paints, biocide and chemical residues, etc.

5.2.2.6 Consumption of chemicals

The main chemicals used for mechanical pulping are bleaching chemicals and in the case of CTMP the chemicals used for impregnation of the wood chips.

If sodium dithionite bleaching is applied ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$), a maximum charge of sodium dithionite of about 8 to 12 kg per tonne of pulp is mixed to the pulp. In most mills a metal chelating agent (e.g. EDTA, DTPA) is added.

Oxidative bleaching with peroxide (H_2O_2) is carried out in the pH range of 10 – 10.5. The pH has to be adjusted with sodium hydroxide (NaOH). The maximum economical amount of peroxide is 3 – 4 % (50 % solution) of the amount of pulp. Sodium silicate is added (1.5 – 4 % of the amount of pulp) to buffer the pH and stabilise the peroxide. Chelating agents (e.g. EDTA, DTPA) are used to form complexes with heavy metals (Fe, Mn, Cu, Cr), which prevent the pulp from discolouring and the peroxide from decomposing. The dosage of chelating agents is up to 5 kg per tonne of pulp. EDTA and DTPA show low biodegradability and contain nitrogen, which will show up in the waste water. The bleached pulp is finally pH adjusted with sulphuric acid, sulphur dioxide or carbon dioxide.

In some mills, $\text{Ca}(\text{OH})_2$ or $\text{Mg}(\text{OH})_2$ substitute NaOH as the alkali in peroxide bleaching (e.g. SCA Laakirchen, MD Papier Plattling). The substitution of NaOH by $\text{Ca}(\text{OH})_2$ leads to approximately 30% lower COD emission loads while achieving high brightness levels.

The ranges of chemicals used vary largely because they depend on the main process used for the bleaching of mechanical pulp. For instance, if reductive dithionite bleaching is used, H_2O_2 , NaOH, Na_2SiO_3 and $\text{H}_2\text{SO}_4/\text{SO}_2$ are not used at all. Furthermore, the quality of the wood is an important factor. The pulping of sawmill chips may result in a lower initial pulp brightness (up to 5 % ISO brightness) than the pulping of wood chips from fresh roundwood. Therefore, the latter needs fewer bleaching chemicals to achieve a comparable brightness. For fresh pulpwood, less polluting reductive bleaching might be sufficient. Table 5.9 compiles data on the consumption of the main chemicals in kg/t for bleached grades of mechanical pulp.

Table 5.9: Consumption of main chemicals for bleached grades of mechanical pulp

Substances	Amount of chemicals used for GW and PGW (kg/t)	Amount of chemicals used for TMP (kg/t)	Amount of chemicals used for CTMP (kg/t)
Na ₂ S ₂ O ₄	0 – 12	0 – 12	-
H ₂ O ₂	0 – 40	0 – 50	0 – 40
NaOH ⁽¹⁾	5 – 30	0 – 40	0 – 60
Alternative alkali: e.g. Mg(OH) ₂			
Na ₂ SiO ₃	0 – 40	0 – 40	0 – 40
EDTA/DTPA	0 – 5	0 – 5	0 – 5
H ₂ SO ₄ /SO ₂	NA	NA	0 – 10
Na ₂ SO ₃	NA	NA	25 – 30
NB: NA= not applicable.			
⁽¹⁾ Target for ISO brightness increase is decisive for the use of NaOH.			

In integrated mechanical pulp mills, various chemical additives (process and product aids) may be used depending on the final paper product (see Section 6.2.2.3), e.g. pitch dispersant agents, retention aids, fixing agents, defoamers, biodispersion agents or biocides, optical brighteners, cleaning agents, etc.

5.2.2.7 Energy use

The specific energy consumption in mechanical pulping is dependent on the particular pulping process, the properties of the raw material (wood species) and, to a large extent, the quality requirements (freeness) of the pulp set by the end product. The freeness value (Canadian Standard Freeness = CSF) characterises the drainage properties of the pulp and is widely used for specifying the quality of the pulp. A low freeness value indicates a slow draining pulp with a high degree of fibrillation. For the manufacturing of a pulp with lower freeness (better strength) the energy input in the grinding or refining is increased. Besides the drainage properties, the distribution between long fibres and fine material in a specific pulp and the softness of the fibres are controlled by the energy input. The type of paper and board in which mechanical pulp is used and the share of mechanical pulp in the furnish determine the requirements for freeness, brightness and other properties. Wood-containing printing paper, e.g. LWC, SC magazine paper (freeness 20 – 60 ml CSF) and newsprint (freeness 80 – 150 ml CSF) are the most common products. The pulps are also used in paperboard (freeness 450 – 550 ml CSF), tissue (300 – 400 ml CSF) and fluff (500 – 550 ml CSF). The lower the freeness (CSF), the higher the electricity consumption.

Only a portion of the mechanical work put into the grinder or refiner is used to liberate the fibres in the wood. The rest of the applied energy is converted through friction into heat and some of this can be recovered as hot water or steam that can be used for the drying of the final product.

The greatest potential for energy recovery from mechanical pulping is from the processes carried out in pressurised refiners. The options to recover energy differ depending on the type of refiners and the design of the TMP plant. For instance, some systems involve secondary or tertiary refining at atmospheric pressure where heat recovery is more difficult. The potential for heat recovery is not a constant percentage of the total energy input over the range of freeness because lower CSF pulp requires more refining in pressurised refiners and thus leads to higher shares of recoverable energy. Typical ranges of energy consumption and recovery rates are shown in Table 5.10. There is a considerable variation for freeness and specific energy consumption. Data sources are old but the values are still correct and correspond to today's experience (*source*: UPM, 2010).

Table 5.10: Energy consumption and recovery of energy in mechanical pulping

Herstellung von Zellstoff, Papier und Karton

Mechanical pulp and freeness (ml CSF)	Energy consumption (kWh/t of pulp)	Recoverable energy	
		As hot water (%)	As high-pressure steam (%)
GW 350 – 30	1 100 – 2 200	20	0
PGW 350 – 30	1 100 – 2 200	30	20
PGW-S 350 – 30	1 110 – 2 300	30	20
RMP 350 – 30	1 600 – 3 000	30	20
TMP 400 – 30	1 800 – 3 600	20	40 – 80
CTMP 700 – 30	1 000 – 4 300	20	40 – 45

NB: Energy consumption refers to oven dry (100 %) pulp. These figures are only indicative numbers, which may deviate $\pm 10\%$, covering a large variety of pulp grades and end products. CSF = Canadian standard freeness.
Source: [TEKES, 1997]

The amount of applied grinding energy in mechanical pulping follows the quality requirements of the end product such as bulk, strength, opacity and surface smoothness. For instance, for groundwood, the energy consumption ranges from about 1 100 kWh/t at 350 ml CSF to about 2 200 kWh/t at 30 ml CSF with no energy recovery. The PGW variant consumes from about 1 100 kWh/t at 350 ml CSF to about 2 300 kWh/t at 30 ml CSF but up to 30 % of the gross energy input may be recovered as hot water by exchanging it against the hot pulp. Up to 30 % of the energy may be recovered as hot water with RMP and up to a total of 40 – 80 % for TMP as steam and an additional 10 – 20% as hot water. With TMP operating at about 6 bar pressure, the process produces up to 2 tonnes of steam per tonne of pulp or about one tonne of steam per MWh of the refiner. Generally, the amount of recovered steam depends on the specific energy consumed and is some 2 tonnes per tonne of pulp at a pressure of 2 to 4 bar.

Generally, more electrical energy is used in TMP pulping than in groundwood pulping. For instance, groundwood pulp used for SC paper and newsprint production consumes in total about 2 200 kWh/t and 1 600 kWh/t respectively, whereas TMP consumes about 3 600 kWh/t and 2 500 kWh/t respectively. However, higher heat recovery in TMP may normally lead to lower overall energy consumption than GW pulping. To compare the overall energy efficiency of the different pulping processes, heat recovery in TMP pulping and usage of reinforcement kraft pulp and filler material in the final product furnish must be considered.

The following simplified calculation shows how the choice of the furnish influences the electricity consumption of the manufacturing of LWC or MFC paper. The reader should bear in mind these aspects when comparing specific electricity consumption figures of integrated mechanical pulp and paper mills.

Examples of used furnishes of LWC/MFC paper are given in Table 5.11.

Table 5.11: Examples of used furnishes of LWC/MFC paper

Pulp grade	Furnish A (%)	Furnish B (%)	Furnish C (%)
Purchased chemical pulp	33	10	0
TMP	34	57	67
Fillers and coating pigments	33	33	33

Source: [169, Nilsson et al. 2007, p. 31]

From a comparison of the resulting electricity consumption shown in Table 5.12, it can be concluded that furnish C with the highest share of mechanical pulp results in significantly higher consumption of electricity per tonne of paper even though it is assumed that the refiners and paper machines in examples A – C are the same. For simplification, electricity-using mill subprocesses other than mechanical pulping and paper machine are not considered here.

Table 5.12: Electricity consumption for different furnishes

Herstellung von Zellstoff, Papier und Karton

Process unit	Furnish A (%)	Furnish B (%)	Furnish C (%)
TMP	3 600 kWh/t TMP pulp	3 600 kWh/t TMP pulp	3 600 kWh/t TMP pulp
Paper machine	800 kWh/t paper	800 kWh/t paper	800 kWh/t paper
TMP and paper machine	2 000 kWh/t paper	2 900 kWh/t paper	3 200 kWh/t paper

Source: [169, Nilsson et al. 2007]

Table 5.13 shows the energy consumption in the form of heat and electrical power in a Swedish TMP mill with a production of 500 000 t/yr of newsprint and Table 5.14 shows the energy balance for the same mill. The data source is 15 years old but is still considered valid. These data should only be taken as a rough indication of the energy situation and energy balance in an example TMP-based pulp and paper mill that manufactures mainly newsprint. Today heat recovery will often be higher and numerous mills use more energy-efficient refiner technology.

Table 5.13: Energy consumption in an integrated mill with a production capacity of 500 000 t/yr newsprint from TMP

Department	Process heat (MJ/ADt)	Electrical power (kWh/t)
Wood handling	150	50
Refining	0	2 110 ⁽¹⁾
Washing and screening	0	50
Bleaching	0	75
Bleach chemical preparation	0	5
Bleached stock screening	0	35
Power boiler	0	25
Total pulp mill	150	2 350
Stock preparation	0	235
Paper machine	5 300 ⁽¹⁾⁽²⁾	350
Total paper mill	5 300	585
Effluent treatment	0	39
Total per tonne of paper	5 450	2 974

⁽¹⁾ From a Finnish integrated TMP mill, a higher electricity consumption in the range of 2 400 kWh/t was reported for the refining stage (including reject refining) and a lower value of 4 800 MJ/ADt process heat consumption for the paper machine (Finnish comments).

⁽²⁾ A Swedish newsprint mill reports a heat demand of about 4 GJ/t for drying paper, a need that will be reduced by about 10 % with a future shoe-press installation.

Source: [130, SEPA report 1997]

Table 5.14: Energy balance for an integrated Swedish mill manufacturing 500 000 t/yr of newsprint from TMP

Department	Heat (MJ/ADt)	Electric power (kWh/t)
Pulp mill		
Recovered steam, only for process use ⁽¹⁾	+1 500	
Power boiler, process steam (only own bark)	+1 500	
Turbine generator		+100
External supply	0	+2 289
Consumption	-150	-2 350
Effluent treatment	0	-39
Excess energy from pulp mill	+2 850	0
Paper mill		
Consumption	-5 300	-585
External supply ¹⁾	+2 450	+585
Total external supply	2 450	2 874
⁽¹⁾ From the Finnish papermakers' point of view, the heat recovery of the TMP process is significantly higher. For an integrated 250 000 t/yr newsprint mill based on TMP a heat recovery value (recovered steam) of 3 450 MJ/ADt was reported. Thus, in this case there is no need for an external supply of heat (Finnish comments). Source: [130, SEPA report 1997]		

The energy balance and the degree of heat recovery depends, among other things, on the energy prices in the given country. If the energy from the grid is relatively cheap, mills may only run a small power plant for steam production (e.g. a bark boiler) that is needed for the paper machine and the TMP mill will be operated with purchased electricity. The recovered energy from the refiners will be sufficient to produce the heat needed for a second paper machine. Countries with comparatively higher prices for electricity tend to install larger power plants for power generation on site resulting in generation of a surplus of heat (less heat recovery).

In Table 5.15 the values for energy consumption of a Finnish non-integrated CTMP mill are compiled.

Table 5.15: Energy balance for a non-integrated Finnish CTMP mill (400 ml CSF)

Department	Heat (MJ/ADt)	Electrical power (kWh/t)
Pulp mill		
Recovered steam, only for process use	+2 700	
External supply	0	+1 650
Consumption	0	-1 600
Effluent treatment	0	-50
Excess energy from pulp mill	+2 700	0
Pulp dryer		
Consumption	-5 600	-150
Steam boiler (wood residuals & fuel oil)	+2 900	+150
Total external supply	2 900	1 800

Examples of specific energy consumption data of some integrated mechanical pulp and paper mills (coated and uncoated wood-containing papers) taken from questionnaires filled in by operators are given in Table 5.16. The data refer to whole mills, i.e. they include different types and shares of mechanical pulps, in some cases a share of RCF processing, the paper machine and supporting activities such as raw and waste water treatment. For these mills, it is not specified which energy-saving measures they have implemented.

Herstellung von Zellstoff, Papier und Karton

Table 5.16: Examples of specific energy consumption of some integrated mechanical pulp and paper mills (reference years: 2006 and 2008)

Paper grade manufactured	Process heat (kWh/t) ⁽¹⁾	Electrical power (kWh/t)	Total energy (kWh/t)	Fibre furnish
MFC, LWC paper	1 534 ⁽²⁾	2 642	4 175	100 % hydrogen peroxide bleached TMP (31 % fillers and pigments)
LWC paper	1 306	2 091	3 397	70 % mechanical pulp (GW, TMP), 30 % purchased chemical pulp
LWC paper	1 626	1 514	3 140	53 % mechanical pulp, 40 % purchased chemical pulp, 7 % paper for recycling
LWC paper	1 775	1 217	2 992	55 % mechanical pulp (GW, TMP), 45 % purchased chemical pulp
LWC, SC paper	1 025	1 375	2 400	50 % paper for recycling, 35 % mechanical pulp, 15 % purchased chemical pulp
Folding boxboard	1 495	1 197	2 692	65 % mechanical pulp (GW), 35 % purchased chemical pulp
NB: MFC = machine-finished coated paper; LWC = light-weight coated paper.				
⁽¹⁾ Heat consumption figures exclude heat for electricity production. Energy consumption of chemical pulp production is also excluded. To convert (kWh) into (MJ) multiply (kWh) by 3.6.				
⁽²⁾ 1 182 kWh/t of the 1 534 kWh/t process heat used is recovered heat from TMP refiners (41 % recovery of generated thermal energy in the form of steam). The net heat input is thus only 352 kWh/t.				
Sources: [248, Hamm 2007], [questionnaire 2009].				

When interpreting these data, the reader should especially consider the aspects discussed in Section 2.5 and the fact that specific energy consumption is influenced significantly by the type of mechanical pulp (e.g. TMP or GW), the furnish used, i.e. the share of mechanical pulp, the share of purchased chemical pulp and of recycled fibres as pulp components, and the percentage of fillers and coating pigments.

There is a broad variation of both mechanical and purchased chemical pulp shares in the recipes of wood-containing paper depending on individual grade qualities. Furthermore, many paper products in the mechanical paper range contain recovered fibre too. For instance, the mechanical pulp share of total fibre furnish in UPM-Kymmene's uncoated (newsprint, SC paper) and coated (MFC, LWC and MWC paper) wood-containing papers varies between 0 and 90 % and 34 % and 97 % respectively depending on paper grade and relative paper quality. The highest share of purchased chemical pulp of UPM SC paper is about 20 % and UPM MWC over 40 %.

Such a broad range of fibre composition necessarily leads to relevant variations in specific energy consumption in wood-containing paper production: power consumption for thermomechanical pulp (TMP) is normally higher than for pressurised/stone groundwood (PGW/SGW) and much higher than for paper for recycling (RCF) processing. In return, TMP has the benefit of steam recovery, substantially reducing the net heat demand of the subsequent integrated papermaking process.

To summarise, the indicative energy consumption levels for mechanical and chemimechanical pulping can be found in Table 5.17.

Table 5.17: Indicative energy consumption levels for heat and power for different types of integrated mechanical pulp and wood-containing paper and board mills

Type of paper and board mill (furnish)	Indicative energy consumption level for net process heat in kWh _{th} /t ⁽¹⁾	Indicative energy consumption level for electricity in kWh _e /t ⁽¹⁾⁽²⁾
Wood-containing SC, MFC, LWC paper (80–100 % TMP of fibre in final paper)	800 – 3 300 ⁽³⁾	1 700 – 2 900
Wood-containing LWC paper (>50% mechanical pulp, varying share of purchased chemical pulp, deinked RCF, and fillers & coating pigments)	1 300 – 3 000	1 200 – 2 700
Wood-containing SC paper	300 – 1 700	1 900 – 2 600
Wood-containing newsprint (>50% mechanical pulp)	400 – 900	2 500 – 3 000
PGW-based grades	1 000 – 2 000	1 800 – 2 300
Wood-containing folding boxboard (>50% mechanical pulp)	1 500 – 3 000	1 200 – 2 600
CTMP (referred to tonne of pulp)	≈ 0 – 300	2 300 – 3 000

⁽¹⁾ Energy-saving techniques, furnish, pulping process, wood species and especially the quality requirements of the pulp have a significant influence on the specific energy consumption of mechanical pulp-based paper mills (the lower the freeness value CSF, the higher the electricity consumption).

⁽²⁾ For mechanical pulp-based paper production, recycled fibres and purchased chemical pulp may also be used as pulp components. The higher the content of mechanical pulp, the higher the consumption of electricity per tonne of paper, a fact which is expressed by the upper end of the range.

⁽³⁾ Figures do not consider the use of recovered secondary energy, such as recovered steam from TMP refiners. TMP heat recovery energy originates from electricity used for the TMP process. If for TMP-based pulp and paper mills the recovered steam from refiners would be offset against the actual heat consumption, the heat balance of the whole pulp and paper mill may result in significantly lower heat consumption of around 400 kWh/t (in case of a high share of TMP and advanced heat recovery).

The following system boundaries were considered for the indicative energy consumption levels given in Table 5.17 above:

- (1) The energy consumption levels refer to entire mills' net production and include pumps, agitators and compressed air. Peripheral subsystems for raw and waste water, sludge and rejects such as dissolved air flotation, reject screw presses or sludge presses, and waste water treatment are also covered.
- (2) The energy consumption figures consider the process heat and electricity consumption for both pulp and paper manufacturing (the amount of pulp considered is the one necessary for paper production at the site). If deinked recycled fibres are used and manufactured on site, the energy consumption of RCF processing is included. If some chemical pulp is used, the energy consumption of chemical pulp production is excluded.
- (3) The values include all processes starting with the wood yard and the feed conveyor for slushing of purchased chemical pulp (if used) and ends after the last slitter winder, i.e. before converting.
- (4) Values for specific energy consumption (SEC) relate to net process heat demand, i.e. the heat input is reduced by the recovered and reused heat (mainly relevant for TMP and CTMP refiners).
- (5) The figures for power consumption do not consider the primary energy input of fuels for the generation of power but represent process heat and power used. Electric infrared (IR) dryers are part of the power consumption.
- (6) For heat, the consumption values refer to the thermal capacity of the used steam and the lower calorific value for gas in the case of IR or air dryers. Gas infrared dryers are included in the heat consumption, if applied.

5.2.2.8 Noise

The debarking plant and, to a lesser extent, the paper machine and the refiners generate noise that can be controlled by carefully insulating the debarking house. Trucks and other vehicles used to

transport the great amounts of raw materials and products can cause noise in the vicinity of the mill (see Section 2.9.13).

5.3 BEI DER FESTLEGUNG DER BVT ZU BERÜCKSICHTIGENDE TECHNIKEN

In diesem Abschnitt werden Techniken (oder Kombinationen von Techniken) und die damit verbundene Überwachung beschrieben, bei denen davon auszugehen ist, dass sie das Potential besitzen, ein hohes Maß an Umweltschutz bei den Aktivitäten im Rahmens dieses Dokuments zu erreichen. Die beschriebenen Techniken beinhalten sowohl die angewandte Technologie als auch die Art und Weise, wie die Anlagen geplant, gebaut, gewartet, betrieben und stillgelegt werden.

Der Abschnitt behandelt Umweltmanagementsysteme, prozessintegrierte Techniken und End-of-pipe-Maßnahmen. Die Abfallvermeidung und Abfallwirtschaft, einschließlich Abfallminimierungs- und Recyclingverfahren, werden ebenso berücksichtigt wie Techniken, die den Verbrauch von Rohstoffen, Wasser und Energie durch die Optimierung der Verwendung und Wiederverwendung verringern. Die beschriebenen Techniken umfassen außerdem Maßnahmen, die eingesetzt werden, um die Umweltfolgen von Unfällen und Zwischenfällen zu verhindern oder zu begrenzen, sowie Maßnahmen zur Altlastensanierung. Des Weiteren beinhalten sie auch Maßnahmen zur Vermeidung oder Verringerung von Emissionen unter von den normalen Betriebsbedingungen abweichenden Bedingungen (wie z. B. Anfahr- und Abfahrvorgänge, Leckagen, Fehlfunktionen, zeitweilige Betriebsunterbrechungen und das endgültige Einstellen des Betriebs).

Anhang III der Richtlinie führt eine Reihe von Kriterien zur Festlegung von BVT auf und die Informationen in diesem Kapitel berücksichtigen diese Punkte. Sofern möglich, wird die Standardstruktur in Tabelle 5.18 verwendet, um die Informationen zu jeder Technik zu umreißen, so dass ein Vergleich der Techniken und eine Bewertung auf der Grundlage der BVT-Definition in der Industrieemissionsrichtlinie möglich ist.

Dieser Abschnitt stellt nicht unbedingt eine erschöpfende Auflistung von Techniken, die in dem Sektor angewendet werden könnten, zur Verfügung. Es können weitere Techniken vorhanden sein oder entwickelt werden, die bei der Festlegung von BVT für eine einzelne Anlage berücksichtigt werden könnten.

Tabelle 5.18: Informationen für jede in diesem Kapitel beschriebene Technik

Überschriften in den Abschnitten
Beschreibung
Technische Beschreibung
Erreichter Umweltnutzen
Umweltleistung und Betriebsdaten
Medienübergreifende Auswirkungen
Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen
Angaben zur Wirtschaftlichkeit
Wichtiger Grund für die Einführung
Anlagenbeispiele
Referenzliteratur

In diesem Abschnitt sind alle relevanten Techniken aufgeführt, die zum Zeitpunkt der Verfassung dieses Dokuments (2013) sowohl für neue als auch für bestehende Anlagen zur Vermeidung oder Verringerung von Emissionen/Abfall und zur Reduzierung des Energie- und Rohstoffverbrauchs auf dem Markt verfügbar sind. Diese Liste von Techniken ist nicht erschöpfend und kann bei der Überarbeitung dieses Dokuments fortgeführt werden. Die Techniken betreffen prozessbezogene Maßnahmen und End-of-pipe-Techniken und stellen Verbesserungsmöglichkeiten dar, um die integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung zu erreichen.

5.3.1 Minderung der Emissionen vom Holzplatz

Normalerweise werden die Holzprügel, die zur Herstellung von Holzstoff verwendet werden, zur Vermeidung des Austrocknens mit Wasser besprengt. Das kann Wassererfassungssysteme auf dem Holzplatz erforderlich machen, um die unkontrollierte Freisetzung organischer Stoffe, die als CSB und Toxizität gemessen werden, zu verhindern (siehe Abschnitt 2.9.2.1).

5.3.2 Trockenentrindung

Siehe Abschnitt 2.9.2.2.

5.3.3 Minimierung der Faserverluste bei der Entfernung von Verunreinigungen aus dem Prozess zur Herstellung von Holzstoff

Beschreibung

Die häufigste Verunreinigung im Herstellungserfahren von Holzstoff stellt Sand dar, der zu einer Abnutzung der Prozessanlagen führen und die Papierherstellungsverfahren stören kann, wenn er nicht entfernt wird. Andere mögliche Verunreinigungen sind im Holzmaterial enthalten, wie zum Beispiel Metallteile oder ungeeignetes Holzmaterial, z. B. verrottetes Holz oder Holz, dessen Materialeigenschaften erheblich von den Eigenschaften des beim Aufschlussverfahrens verwendeten Holzes abweichen.

Die Minimierung der Verluste durch Spuckstoffe beginnt mit dem Holzeinschlag. Ungeeignetes Holzmaterial sollte bereits hier ausgesondert werden. Die Abwicklung von Holz und Hackschnitzeln sollte auf befestigten Holzplätzen erfolgen, um die Beimischung von Kies und Sand zum Rohmaterial für das Verfahren zu vermeiden. Metallteile müssen während des Verfahrens zur Hackschnitzelherstellung entfernt werden. Sand, der gewöhnlich zu einem gewissen Grad in den Prozess eingetragen werden kann, wird durch die Nutzung von Hydrozyklonen abgeschieden. Hydrozyklone werden auch zur Abscheidung von Faserstoffen mit schlechtem Bindevermögen verwendet.

Die Rejekte aus den Hydrozyklonen bestehen aus kleinen steifen Faserteilchen mit einer kleinen spezifischen Oberfläche, sogenannten Chops, und eventuell im Prozess verbliebenen Sandteilchen.

Die Abscheidung von Verunreinigungen aus dem Holzstoff erfolgt normalerweise durch die Verwendung von Zentrifugalreinigern oder Zentrireinigern, in denen Partikel, die schwerer als Fasern sind abgeschieden werden, oder durch Drucksortierer, die mit Löchern oder Schlitzern versehen sind, über die Grobstoffe abgetrennt werden.

Die Spuckstoffe aus den Zentrifugalreinigern enthalten auch eine hohe Menge an Fasermaterial. Dieses Material wird in mehreren, hintereinander geschalteten Zentrifugalreinigern zurückgewonnen. Mit dieser Anordnung können beträchtliche Rohstoffmengen eingespart und die Fracht der zur Kläranlage abgeleiteten abfiltrierbaren Stoffe reduziert werden. Einige Fabriken überdenken heute ihre Zentrireiniger in der Faserlinie und ziehen schmale geschlitzte Siebkörbe mit einer hohen Fraktionierungsleistung als Alternative in Betracht.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung von Faserverlusten durch vorbeugende Maßnahmen und wirksame Reinigungsstufen.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Durch eine sorgfältige Hackschnitzelwäsche werden Sand und andere abrasive Bestandteile aus dem Hackschnitzelstrom entfernt, da Verunreinigungen die Abnutzung der Maschinen, insbesondere der

Refiner-Segmente, sowie zusätzliche Kosten für die Fabriken verursachen. Die Fabriken verfügen normalerweise über Magnetfallen über den Hackschnitzelförderern, die Metalle aus dem Hackschnitzelstrom entfernen, aber nicht-magnetische Metalle können so nicht aussortiert werden. Nicht-magnetische Metalle beschädigen Maschinen und verursachen Produktionsstillstände in Fabriken.

Der größte Nachteil bei der Verwendung von Hydrozyklonen ist die niedrige Stoffdichte (0,5 – 0,7 %), was Wassermengen von 150 – 200 m³/Tonne luro entspricht. Der Großteil des Wassers kann zurückgeführt und für andere Zwecke in der Holzstofffabrik verwendet werden. Viele Fabriken verwenden Hydrozyklone in der Faserstofflinie und am Zulauf des Stoffauflaufs der Papiermaschine. Viele Fabriken verfügen auch nur an den Papiermaschinen über Hydrozyklone.

Medienübergreifende Auswirkungen

Durch die Verringerung der Faserverluste bei der Entfernung von Verunreinigungen wird der Gesamtstromverbrauch pro Tonne Faserstoff verringert.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Einführung zusätzlicher Reinigungsstufen kann sowohl in neuen als auch in bestehenden Fabriken eingesetzt werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Der Hauptgrund für die Einführung dieser Maßnahme ist die Erhöhung der Rohstoff- und Energieeffizienz und der Schutz von Maschinen und Ausrüstung.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Anlagen in Europa.

Referenzliteratur

[14, CEPI 1997].

5.3.4 Minimierung der Entsorgung von Prozessrückständen und Schlamm auf Deponien durch effiziente Entwässerung und Verbrennung mit Energierückgewinnung

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Die im Zuge der Holzstoff- und Papierherstellung sowie der Abwasserbehandlung anfallenden Spuckstoffe aus der letzten Reinigungsstufe, Faserverluste und Schlämme müssen vor der endgültigen Entsorgung oder der weiteren Behandlung entwässert werden. Die Entwässerung wird mittels Sieb- oder Schraubenpressen durchgeführt. Mit der Entwässerung soll dem Schlamm so viel Wasser wie möglich entzogen werden. Dafür stehen verschiedene Arten mechanischer Einrichtungen zur Verfügung:

- Bandpressen (Doppelsiebpressen)
- Schraubenpressen
- Dekanterzentrifugen.

In vielen Anlagen wurden Bandpressen installiert, die eine zuverlässige Funktion aufweisen und einen Trockensubstanzgehalt von 40 – 50 % bei Faserschlamm und 25 – 40 % bei gemischtem Faser-/biologischem/chemischem Schlamm erreichen.

Schraubenpressen können auf zwei Arten eingesetzt werden: Entweder zur Erhöhung des Trockensubstanzgehaltes nach der Bandpressenentwässerung, wodurch eine ungefähr 10 %-ige Erhöhung des Trockensubstanzgehaltes erreicht werden kann; oder zur direkten Entwässerung; da durch Schraubenpressen höhere Trockensubstanzgehalte als durch die Bandpressenentwässerung erreicht werden können.

Nach der Entwässerung können der Schlamm und die Spuckstoffe getrocknet werden (siehe Abschnitt 2.9.6.1.4), um den Heizwert der Stoffe für die Energierückgewinnung in Verbrennungsanlagen zu erhöhen. Durch die Verbrennung wird die Menge an Abfällen, die aus dem mechanischen Aufschluss zur Deponierung geleitet werden, weiter verringert und der Energiegehalt der Abfallfraktionen wird zurückgewonnen. Die Verbrennung der Rinde erfolgt in Rindenkesseln oder in Mitverbrennungsanlagen, die gemischte Brennstoffe nutzen. Insbesondere für Schlamm mit relativ geringem Trockensubstanzgehalt stellen Wirbelschichtkessel derzeit die beste Option dar (siehe Abschnitt 2.6.1.2.3). Diese Wirbelschichtkessel können mit 100 % Schlamm betrieben werden, obwohl der Einsatz von Stützbrennstoff üblicher ist (wie Kohle oder Öl). Die Notwendigkeit von Stützbrennstoff hängt vom Trockensubstanzgehalt und dem Aschegehalt des Schlammes ab. Im Allgemeinen ist mindestens ein Trockensubstanzgehalt von 35 – 40 % für die spontane Verbrennung erforderlich.

In Bezug auf die Erörterung der Verbrennung mit Energierückgewinnung einschließlich Emissionsminderungstechniken wird auf die Abschnitte 2.6 und 2.9.7 verwiesen.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die Entwässerungsverfahren wurden in vielen Holzstoff- und Papierfabriken angewendet. Die Verbrennung in Rindenkesseln und anderen Verbrennungsanlagen sind übliche Techniken im Sektor (siehe Abschnitt 2.6.1 und 2.9.7 und 5.3.10).

Der Heizwert von Spuckstoffen und Schlamm sowie die Verbrennungsergebnisse insgesamt können durch die Anwendung verbesserter Entwässerungsausrüstung wie Schraubenpressen verbessert werden. Der Trockensubstanzzielwert sollte bei 45 % liegen, wenn der Aschegehalt unter 30 % beträgt und zum Beispiel bei einem Aschegehalt von 50 % einen Wert von 65 – 70 % erreichen. Die Schlammmischung und ihre Materialeigenschaften können sich jedoch von Fabrik zu Fabrik beträchtlich unterscheiden und unterschiedliche Schlämme haben unterschiedliche Entwässerungseigenschaften. Überschussschlamm aus der biologischen Behandlung verfügt beispielsweise über relativ schlechte Entwässerungseigenschaften (18 – 22 % DS), sofern er nicht mit anderen Stoffen vermischt ist; dagegen ist die Entwässerung von Primärschlamm aus Vorklärbecken einfacher (35 – 55 % DS), er kann jedoch ebenfalls zur besseren Entwässerung mit anderen Stoffen vermischt werden.

Wenn der Schlammanteil hoch ist und der prozentuale Anteil aller Brennstoffe 30 % übersteigt, kann die Zerkleinerung des Schlammes mit anschließender Pelletierung oder Brikettierung zur ausreichenden Erhöhung der Raumgröße wirtschaftlich sein, um die Verbrennung zu erleichtern. Der Schlamm und andere feste Brennstoffe können abwechselnd oder zusätzlich über eine Vorwärmungsbehandlung zugeführt werden. Die indirekte Trocknung erfordert Nieder- oder Mitteldruckdampf, der innerhalb der Fabrik erzeugt wird und der am besten noch an anderer Stelle als Niederdruckdampf eingesetzt werden könnte. Direkte Trocknungsmethoden benutzen die Rauchgase als Wärmequelle.

Die Verbesserung der Verbrennung insgesamt ist einzelfallspezifisch. Sie kann bei bestimmten festen Brennstoffen durch eine zusätzliche wirksame Vorentfeuchtung des Brennstoffs, durch mechanische Entwässerung des zu verbrennenden Materials oder durch seine Trocknung mittels Wärme erreicht werden. Im Allgemeinen gilt, dass bei einem anfänglichen Feuchtigkeitsgehalt des Brennstoffes im Bereich von 45 – 50 % durch die Erhöhung des Trockengehaltes auf 55 – 60 % eine 10 bis 15 %-ige Verbesserung des Wärmehaushalts erzielt wird. Das Trocknen des Schlammes bis auf 80 % Trockengehalt ist möglich.

Medienübergreifende Auswirkungen

Bei der Schlammentwässerung erhöhen sich die Wasseremissionen durch die Entwässerung des Schlammes und diese werden gewöhnlich wirksam in der biologischen Abwasserbehandlungsanlage behandelt. Wenn die entwässerten oder getrockneten Spuckstoffe und der Schlamm verbrannt werden, wird der Energiegehalt zurückgewonnen. Der nutzbare Energiewert hängt vom erreichten Trockensubstanzgehalt vor der Verbrennung und der Zusammensetzung und Mischung der zu verbrennenden Stoffe ab. Im Allgemeinen ist der Energiegehalt der Spuckstoffe und des Schlammes, der die zum Eindampfen des Feuchtigkeitsgehalts in den Spuckstoffen benötigte Energie übersteigt, überschüssige Energie. Gewöhnlich bleibt nur Asche aus den Verbrennungsanlagen als fester Abfall/Rückstand zurück, der entweder deponiert oder für andere Zwecke verwendet werden kann (z. B. Bauindustrie).

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Aus wirtschaftlichen Gründen und Gründen des Umweltschutzes wird das Trocknen von Spuckstoffen und Schlamm nur angewendet, wenn überschüssige Wärme vorhanden ist und die zusätzliche Wärme für diesen Zweck verwendet werden kann (siehe Abschnitt 2.9.6.1.4). Die Verbrennung von Prozessrückständen und Abfall ist sowohl für neue als auch bestehende Fabriken anwendbar.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

5.2.3

Wichtiger Grund für die Einführung

Der Hauptgrund für die Einführung dieser Maßnahme ist die Verringerung des zu deponierenden Abfalls.

5.2.4

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Anlagen in Europa.

Zu Schlammentwässerung werden zunehmend wirksame Pressen verwendet, um hohe Trockenheitsniveaus zu erreichen. Die Verbrennung in Rindenkesseln und anderen Verbrennungsanlagen ist im Sektor üblich (siehe Abschnitt 2.6.1 und 2.9.7 und 5.3.10).

Referenzliteratur

[75, Pöyry 1997], [71, Pöyry 1992].

5.3.5 Effizientes Waschen und Prozesskontrolle

Beschreibung

Der Zweck des Waschvorgangs durch Waschtrommeln oder Waschpressen besteht hauptsächlich darin, die im Zuge des Mahlens aus den Fasern herausgelösten organischen Stoffe abzutrennen. Der Waschprozess ist grundsätzlich dem Waschen bei der Herstellung von Zellstoff ähnlich, aber die Anforderungen an die Leistung sind gewöhnlich weniger anspruchsvoll. In einigen Fabriken wird auch eine Waschstufe vor dem Mahlen angewendet (Fabriken behandeln Weichholz durch eine Kombination aus Druckvorwärmung, Überdruck und einem Imprägnierungsprozess zur Verbesserung der Holzstoffeigenschaften).

Waschtrommeln wie sie bei der Zellstoffherstellung verwendet werden (z. B. Verdrängungswäscher) können aufgrund der schlechten Blattbildung auf der Trommel nicht verwendet werden. Stattdessen wird für Holzstoffe ein auf Verdünnung/Extraktion beruhendes Waschprinzip angewendet. Der Holzstoff wird mit Washwasser auf eine niedrige oder mittlere Stoffdichte verdünnt und dann mit wirksamen Pressen auf eine hohe Stoffdichte entwässert. Dies kann mittels Schraubenpressen, Doppelsiebpressen oder Doppelwalzenpressen ausgeführt werden. Die Wascheffizienz beträgt üblicherweise 65 - 70 %, berechnet anhand der rückgewonnenen organischen Stoffe. Dies entspricht normalerweise einer Waschstufe. Durch eine verbesserte Wäsche ist es mittels der Installation von mehreren in Reihe geschalteten Wascheinrichtungen möglich, die Waschleistung auf 90 % zu erhöhen (*Quelle*: Daten von einem Zulieferer, 2009).

Erreichter Umweltnutzen

Durch eine verbesserte Wäsche sind die Konzentrierung der organischen Stoffe in einer kleineren Abwassermenge und die Reduzierung der Verschleppung von CSB zur Papier- oder Kartonmaschine möglich. Dies verbessert die Laufeigenschaften der Papier-/Kartonmaschine und verringert den Bedarf an Papierchemikalien. Dies kann auch einen Vorteil darstellen, wenn die Abwässer getrennt von den Abwässern aus der Papier- oder Kartonherstellung behandelt werden, wie z.B. in einer anaeroben Behandlungsstufe.

Umwelleistung und Betriebsdaten

Waschen hat sich zu einer Standardtechnik für die meisten integrierten Holzstofffabriken entwickelt, die über Peroxidbleichanlagen verfügen. In allen Fabriken für gebleichten CTMP-Marktholzstoff sind umfangreiche mehrstufige Wascheinrichtungen installiert.

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine wesentlichen medienübergreifenden Auswirkungen. Durch eine verbesserte Wäsche wird in den meisten Fällen eine höhere CSB-Freisetzung vor der Behandlung erzeugt.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die wirksame Wäsche wird sowohl in integrierten TMP- als auch CTMP-Systemen eingesetzt, um die Verschleppung schädlicher Stoffe in die Papier-/Kartonmaschine zu verringern und wird auch für chemothermomechanische Marktholzstoffe benötigt.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Der verbesserte Waschprozess verbessert die Laufeigenschaften der Papier-/Kartonmaschine, verringert Abrisse, erhöht die Abstände zwischen den Reinigungen von Sieben, Filzen und Walzen der Papiermaschine und verringert den Bedarf an Papierchemikalien. Er kann auch bessere Bedingungen für eine anaerobe Behandlung des CTMP-Abwasserstroms schaffen. Ein weiterer Grund diese Technik in Betracht zu ziehen sind Qualitätsaspekte des fertigen Kartons und Papiers sowie die Verringerung der Betriebskosten.

Anlagenbeispiele

Einige Anlagen in Europa und Nordamerika.

Referenzliteratur

[14, CEPI 1997], [75, Pöyry 1997].

5.3.6 Wasserrückführung in Holzstoff- und Papierfabriken

Beschreibung

Das Ausmaß der Wasserrückführung innerhalb des Aufschlussprozesses hängt stark von der Eignung eines spezifischen Wasseranteils für die Wiederverwendung sowie vom Niveau der sich anreichernden Verunreinigungen, das im Prozess tolerierbar ist, ab. Auf jeden Fall muss es Stellen für die Abschlammung und Entsorgung der Verunreinigungen in einem Abwasserbehandlungssystem geben. Normales Zusatzspeisewasser wird in nicht-integrierten Fabriken mittels Frischwasser zugegeben. In integrierten Fabriken deckt das Kreislaufwasser der Papiermaschine den Bedarf an Prozesswasser in der Holzstofffabrik größtenteils ab.

Innerhalb des mechanischen Aufschlussprozesses kommen verschiedene Filtrate, Wasser aus Pressen oder ähnliche aus der Holzhackschnitzel- oder Holzstoffaufbereitung sowie trübes oder klares Kreislaufwasser,

das in Vorrichtungen zum Auffangen von Fasern anfällt, als Rückführströme in Betracht. Diese Ströme werden entsprechend ihrer Verfügbarkeit und Eignung einer spezifischen Verwendung zugeführt. Bei der Holzstoffherstellung beeinflussen viele Faktoren den sinnvollen Grad des Wasserrecyclings. Unerwünschte Verbindungen fallen bei der Holz- oder Hackschnitzelvorbereitung, beim Mahlen und Bleichen an und einige werden in integrierten Fabriken durch die Gegenstromführung von Papiermaschinenkreislaufwasser, das im Aufschlussbereich verwendet wird, eingetragen.

An den Stellen im Prozess, in denen gelöste Stoffe anfallen, muss es auch eine Verdünnung zum wirksamen Austrag unerwünschter Stoffe aus dem Holzmaterial oder Holzstoff geben. Ansonsten werden sie mit nachteiligen Auswirkungen in die nachfolgenden Prozessstufen verschleppt. Weiterhin kann in Bezug auf das Recycling und die Ableitung von Wasser ein Kompromiss im Sinne wirtschaftlicher Ausgewogenheit erforderlich sein. Zum Beispiel führt die Ableitung von einer höheren Menge klarem anstelle von trübem Kreislaufwasser aus dem Aufschlussprozess zu einer besseren Rückhaltung von Fasern im Holzstoff, es verbleiben aber auch mehr unerwünschte harzige Stoffe im Holzstoff. Im Allgemeinen sind für die sorgfältige Auswahl wiederverwendbaren Wassers Aspekte zu berücksichtigen wie z. B. die Farbe des Prozesswassers, der pH-Wert, der Gehalt an gelösten und ungelösten Feststoffen einschließlich den Rückständen von eingesetzten Aufschlusschemikalien, die unerwünschte chemische Reaktionen oder sogar einen erhöhten Verbrauch an Aufschlusschemikalien verursachen können.

Hinsichtlich des Aufschlussprozesses bilden folgende Punkte die Grundlage für die Reduzierung des Wasserverbrauchs und des Wasserrecyclings:

- Einsatz des Gegenstromprinzips und Trennung der Wasserkreisläufe (z. B. Trennung zwischen Holzstoffanlage, Peroxidbleiche und Papiermaschine);
- Verwendung von Scheibenfiltern zur Filtration von Kreislaufwasser aus der Papiermaschine und Prozesswasser der Holzstoffanlage;
- Verbesserte Faserrückgewinnung durch Ableitung von sauberem anstelle von trübem Kreislaufwasser und bei integrierten Fabriken durch Verwendung von überschüssigem Kreislaufwasser aus der Papierfabrik bei der Holzstoffherstellung;
- Wiederausgleich der Tankvolumen, besonders der Kreislaufwassermengen, die zur Bewältigung von Prozessschwankungen sowie den Anfahr- und Abfahrvorgängen bestimmt sind.
- Eindickung des Holzstoffs auf hohe Stoffdichte vor der Zufuhr zur Trocknung (oder Papiermaschine), was sowohl für nicht-integrierte als auch für integrierte Fabriken wirksam ist;
- Einsatz von klarem Kreislaufwasser in Spritzrohren zur Reinigung von technischen Einrichtungen und, soweit möglich, als Spülwasser.

In Abbildung 5.18 sind die wesentlichen Wasserquellen (Wasserzufuhr) und Wasserverbrauchsstellen (Wasserabgabe) in einer integrierten Fabrik zur Herstellung von Holzstoff und Papier dargestellt. Dem Papierherstellungsprozess wird Frischwasser hauptsächlich über den Blattbildungsbereich der Papiermaschine und die Spritzrohre des Pressenbereichs zugeführt und danach wird es in verschiedene vorgelagerte Wasch- und Verdünnungsprozesse geleitet. Die Wasserkreisläufe sind klar durch Eindickstufen voneinander getrennt, bevor die Fasermasse mit geringen Mengen Frischwasser verdünnt wird, um die Stoffdichte einzustellen (die in Abbildung 5.18 angegebenen Prozentsätze beziehen sich auf die Stoffdichte) und die Fasermasse vor der Zuführung zum Konstantteil mit sauberem Wasser zu verdünnen.

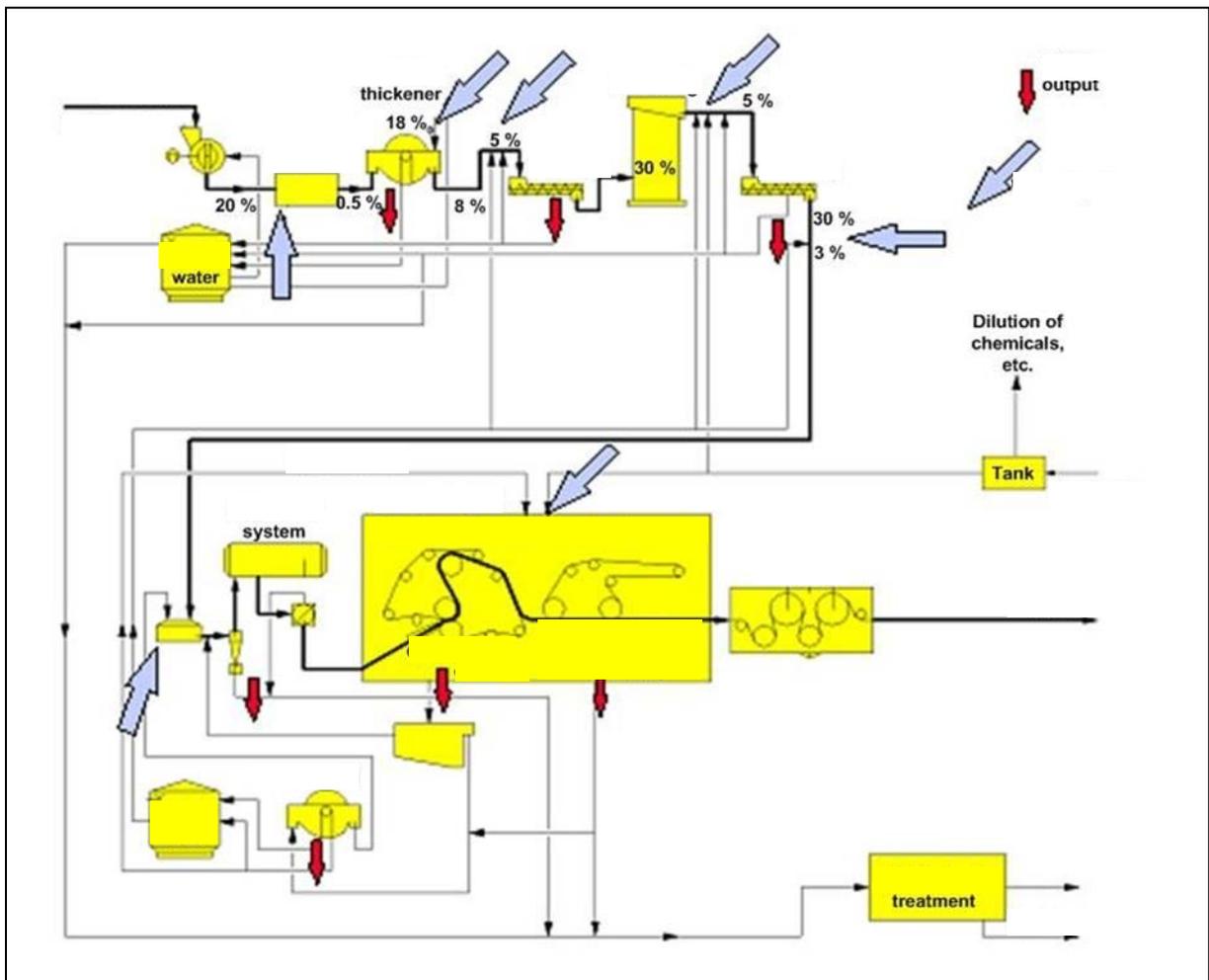


Abbildung 5.18: Wesentliche Wasserquellen und Verbrauchsstellen in einer integrierten Fabrik zur Herstellung von Holzstoff und Papier

Erreichter Umweltnutzen

Durch eine fortschrittliche Schließung der Wasserkreisläufe werden die Abwasserableitung und die Faserverluste in die Kanalisation reduziert. Das Ausmaß der Wasserreduzierung hängt von der Papier-/Kartonqualität ab. In integrierten Fabriken umfasst ein wirksames Wassermanagement die Wiederverwendung von Papiermaschinenkreislaufwasser im Gegenstrom.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die erläuterten Techniken können ohne wesentliche Auswirkungen auf den Aufschlussprozess angewandt werden. In Tabelle 5.19 sind die erzielten Wasserverbrauchszahlen einiger Beispielfabriken für unterschiedliche Holzstoff- und Papiersorten aufgeführt. Spezifische Messungen zur Kontrolle des Wassersystems sind nur angegeben, wenn sie zur Verfügung gestellt wurden.

Tabelle 5.19: Erzielte Wasserverbrauchszahlen einiger Beispielfabriken, die holzhaltiges Papier mit unterschiedlichen Stoffzusammensetzungen herstellen

Beispielfabriken	Aufschlussart und verwendete Rohstoffmischung	Hergestellte Papiersorte(n)	Wasserverbrauch (m ³ /Tonne lutro) (1)	Für das Wassermanagement angewendete Maßnahmen

SCA Ortviken, SE	100 % TMP- Holzstoff	Gestrichenes Papier, aufgebessertes Zeitungsdruckpapier (NP), NP	15	Interne Reinigung von Kreislaufwasser und Recycling von Prozesswasser
Holmen Hallsta, SE	79 % TMP, 12 % GWP, 9 % DIP	Magazin-, SC- Papier, Buch- und Zeitungsdruckpapier	11	Keine Informationen zur Verfügung gestellt
UPM Stracel, FR	100 % TMP- Holzstoff	MFC-+LWC-Papier:	13,8	
Myllykoski Plattling, DE	33 % GW, 21 % zugekaufter Zellstoff, 7 % DIP, 39 % Füllstoffe & Pigmente	LWC-Papier	12,5	Zwei Wasserkreisläufe mit DAF für Prozesswasser in Deinking- Anlage
SE Maxau, DE	TMP, PGWP, GWP, deinkter RCF	SC-A-, SC-B- Papier, Zeitungsdruckpapier	9,8	Keine Informationen zur Verfügung gestellt
UPM Augsburg, DE	35 % Holzschliff, 50 % RCF deinkt, 15 % zugekaufter Zellstoff	LWC-Papier, SC- Papier	9,0	Keine Informationen zur Verfügung gestellt
⁽¹⁾ Die Werte für den Wasserverbrauch umfassen sowohl die Faserstoff- als auch die Papierherstellung.				

Für weitere zur Verfügung stehende Daten zum Wasserverbrauch integrierter Holzstoff- und Papierfabriken wird auf Abschnitt 5.2.2.2 und insbesondere auf Abbildung 5.7 verwiesen, die auch Informationen zu den Wasserströmen von CTMP-Fabriken umfasst.

Holzstofffabriken sind, mit wenigen Ausnahmen, integrierte Fabriken mit Papierherstellung. Das bedeutet, dass das Wasser für die Holzstoffanlage gewöhnlich von der Papiermaschine kommt und dass die Abwässer der Holzstoffanlage in die Kanalisation eingeleitet werden, wobei die Abwässer der Holzstoffanlage und der Papiermaschine gemischt und anschließend zusammen behandelt werden.

Die erzielbaren spezifischen Volumen für den Wasserverbrauch für integrierte Holzstoff- und Papierfabriken basieren auf grafischem Papier: 9 – 15 m³/t Papier (z. B. MFC-, LWC-, Zeitungsdruckpapier, SC-A und SC-B-Papier). Welcher Grad der Schließung der Wasserkreisläufe angemessen ist, hängt auch von den Bedingungen vor Ort ab. Faktoren wie das Klima, die Verfügbarkeit, die Quelle und die Qualität des Frischwassers sowie die Art, Qualität und Empfindlichkeit des empfangenden Gewässers können einen Einfluss auf technische Lösungen haben.

Holzstofffabriken, die auch eine DIP-Linie betreiben, um einen bestimmten Anteil der Faserstoffzusammensetzung abzudecken, können einen etwas niedrigeren Frischwasserbedarf haben als bei der reinen Holzstoff- und Papierherstellung.

Es wird die Online-Überwachung der kombinierten Abwasservolumenströme der Holzstoffanlage und die labormäßige Bestimmung der abfiltrierbaren und gelösten Stoffe, des pH-Wertes, der Temperatur und des Gehaltes an organischen Stoffen als CSB empfohlen. Auch die Online-Messung von abfiltrierbaren Stoffen oder Trübungsmessgeräte können eingesetzt werden.

Medienübergreifende Auswirkungen

Als Ergebnis der wirksamen Wiederverwendung von Wasser im Aufschlussprozess können mehr gelöste und kolloidal vorliegende Stoffe im Holzstoff zurückgehalten werden. Dies muss in der Papiermaschine ausgeglichen werden, um z. B. einen Anstieg der Papierbahnabrisse, Änderungen in der Feststoffretention in der Nasspartie oder der Blattentwässerung zu vermeiden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Das Ausmaß der Wasserreduzierung hängt von der Papier-/Kartonsorte ab. Die Eignung spezifischer Prozesswasserströme für die Wiederverwendung oder das Recycling muss bewertet werden, um negative Auswirkungen auf das Verfahren selbst und das Produkt zu vermeiden. In bestehenden Fabriken kann eine erneute Austarierung der Speicherkapazitäten für Filtrate, Kreislaufwasser und Holzstoff notwendig sein, um die Frischwasserzugabe und Abwasserableitungen so gering wie möglich zu halten.

Oft werden Wasser- und Energiebilanzen gleichzeitig ausgeführt, da die Wassertemperatur beim Aufschluss mit dem Ausmaß der Wasserkreislaufschließung ansteigt.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Da die meisten Holzstofffabriken eine integrierte Papierherstellung beinhalten, sind die Maßnahmen zur Verbesserung der Wiederverwendung von Wasser üblicherweise mit der Reduzierung des Wasserverbrauchs sowohl beim Aufschluss als auch bei der Papierherstellung verbunden.

Für eine integrierte Fabrik mit einer Produktion von 700 Tonnen luro/Jahr, die eine Reduzierung des Frischwasserverbrauchs von 20 m³/t auf 10 m³/t anstrebt, sind Investitionen von circa 10 – 12 Millionen Euro erforderlich.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Reduktion der hydraulischen Belastung und der Fracht an abfiltrierbaren Stoffen ist der Hauptgrund für die Einführung. Höher konzentriertes Abwasser kann wirksamer behandelt werden und es sind geringere Investitionen und Betriebskosten erforderlich.

Anlagenbeispiele

Weltweit wenden zahlreiche moderne Fabriken die wirksame Wasserkreislaufführung an. Viele ältere Fabriken haben die aufgeführten Maßnahmen ebenfalls durchgeführt.

Referenzliteratur

[14, CEPI 1997], [26, Edelmann et al. 1997].

5.3.7 Substitution von NaOH durch Ca(OH)₂ oder Mg(OH)₂ als Alkali beim Peroxidbleichen

Beschreibung

Die Substitution von NaOH durch Ca(OH)₂ oder Mg(OH)₂ als Alkali beim Peroxidbleichen.

Erreichter Umweltnutzen

Reduktion der CSB-Emissionen.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Diese Technik wird von einigen Fabriken verwendet (z. B. SCA Laakirchen, MD Papier Plattling). Sie kann zu circa 30 % niedrigeren CSB-Emissionsfrachten führen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Anwendbarkeit für die höchsten Weißgrade kann eingeschränkt sein.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

5.3.8 Behandlung des Abwassers von CTMP-Fabriken - Schließung der Wasserkreisläufe durch Eindampfung und Verbrennung der Konzentrate

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Es bestehen mehrere Möglichkeiten zur Behandlung des Abwassers aus CTMP-Anlagen, die nachstehend beschrieben sind.

- Behandlung in Belebtschlammanlagen in einer oder zwei Stufen mit und ohne chemische Behandlung (siehe Abschnitt 5.3.12). Zum Zeitpunkt der Verfassung dieses Dokuments (2013) ist die Belebtschlammbehandlung das häufigste Verfahren und bei sorgfältiger Auslegung sehr leistungsfähig. Es kann problemlos eine BSB-Reduzierung von 98 % und eine CSB-Reduzierung von 85 % erzielt werden. Ein Nachteil dieses Verfahrens ist die ziemlich hohe Nährstoffkonzentration im Abwasser. Deshalb mussten einige CTMP-Anlagen die Abwasserbehandlung mit einer zusätzlichen chemischen Stufe vervollständigen (siehe Abschnitt 3.3.14).
- Interne chemische Behandlung des Kreislaufwassers aus der ersten Waschstufe und Behandlung des restlichen Abwassers in einer Belebtschlammanlage. Es gibt eine CTMP-Anlage, die das Kreislaufwasser chemisch behandelt, wodurch die Entfernung von extrahierten Stoffen und Feinstoffen in einer nachfolgenden Flotationsstufe möglich wird. Gleichzeitig wird diesbezüglich eine CSB-Reduktion von 40 – 50 % berichtet. Ein Nachteil dieses Verfahrens sind die ziemlich hohen Chemikalienkosten.
- Kombination der anaeroben und aeroben Abwasserbehandlung. Es gab nur eine Anlage in Schweden (SCA, Östrand), die diese Technik einsetzte. SCA Östrand verzichtet inzwischen auf die anaerobe Behandlung. Stattdessen wird das Abwasser aus der Weichholz-CTMP-Anlage seit 2004 zusammen mit den Abwässern aus der Sulfatzellstoffherstellung aerob behandelt. Die Eindampfung der am stärksten verschmutzten Abwässer und die Verbrennung des Konzentrats sowie die Behandlung der restlichen Abwässer in einer Belebtschlammanlage ist eine weitere Option. Weltweit wurden in einigen Fabriken neue Eindampfanlagen erfolgreich eingeführt, in denen die Möglichkeit besteht, die Konzentrate in das Rückgewinnungssystem einer Sulfatzellstofffabrik einzuleiten. In diesem Fall wird das Konzentrat im Ablaugekessel einer nahe gelegenen Sulfatzellstofffabrik verbrannt. Die Eindampftechnik ist in solchen Fällen am geeignetsten, in denen die Holzstoffkapazität erhöht werden muss und die biologische Behandlungsanlage zu klein wird. Die sauberen Kondensate aus einer solchen Eindampfanlage können in der CTMP-Anlage als Prozesswasser zur beträchtlichen Reduzierung des Frischwasserverbrauchs eingesetzt werden. Die Eindampfung stellt auch dann eine Alternative dar, wenn die dritte Behandlungsstufe als notwendig erachtet wird, d.h. in solchen Fällen, in denen die Nährstoffkonzentration im Abwasser verringert werden muss.
- Eindampfen der gesamten Abwässer und Verbrennung der Konzentrate in einem Ablaugekessel. Dadurch wird kein Abwasser mehr abgeleitet. Die ehemalige Millar Western Pulp (Meadow Lake), in Saskatchewan, Kanada, produziert heute mit bis zu 325 000 Tonnen gebleichten CTMP lufttrocken (Tonnen lutro) pro Jahr weit über seiner ursprünglichen Auslegungsleistung von 240 000 Tonnen lutro. Die Fabrik nahm ihren Betrieb 1992 auf. Das Problem der Abwassereinleitung in Gewässer wurde durch die Erbauung einer abwasserfreien Fabrik abschließend gelöst. Das gesamte Prozessabwasser wird behandelt und 80 % wird als destilliertes Wasser zur Wiederverwendung im Verfahren recycelt. Die verbleibenden 20 % des Wassers gehen beim Trocknen des endgültigen Holzstoffprodukts und durch Verdampfung aus Abwasser und Rückhalteteichen für behandeltes Wasser verloren. Das Abwasserbehandlungssystem nutzt herkömmliche Verfahrensschritte zum Eindampfen, Konzentrieren und zur Verbrennung. Die CTMP-Anlage verarbeitet Espenholz mittels alkalischem Peroxidaufschluss (APP-Verfahren) zu Marktholzstoff für feinstes Hygiene- und Schreibpapier. Das abwasserfreie System der Fabrik wird im Folgenden beschrieben, weil es eine Reihe von Innovationen enthält, die von grundsätzlichem Interesse für diesen Industriesektor sind. Es kann auch in anderen industriellen Anwendungen eingesetzt werden, bei denen das aufnehmende Gewässer industrielle Abwässer nicht gut assimilieren kann.

Das Wasserrecyclingsystem von Meadow Lake besteht aus sechs Verfahrensschritten, die in Abbildung 5.19 und Abbildung 5.20 dargestellt sind:

- Entfernung der abfiltrierbaren Stoffe (Krofta-Klärer einschließlich der Möglichkeit, Absetzteiche einzusetzen);
- Eindampfung mit mechanischer Brüdenverdichtung (1,5-fach höhere Kapazität als sie dem Auslegungsvolumenstrom entspricht, um eine höhere Flexibilität und Aufnahmefähigkeit zu erreichen);
- Konzentrierung unter Dampfeinsatz;
- Konzentratverbrennung;
- Destillataufbereitung für die generelle Verwendung in der Fabrik;
- Behandlung des Teichzusatzwassers.

Wie in Abbildung 5.19 dargestellt, müssen nur die im Laufe der Eindampfung auftretenden Wasserverluste in Höhe von ca. 2 m³/Tonne lutro ersetzt werden.

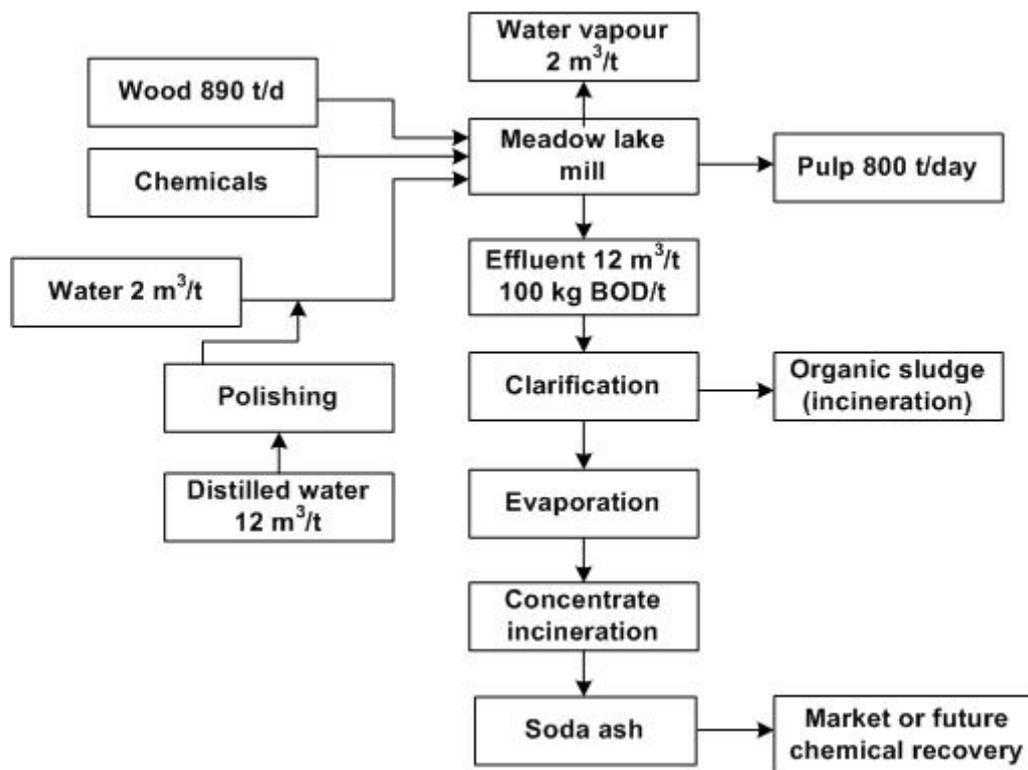


Abbildung 5.19: Wasserrecyclingsystem der BCTMP-Fabrik in Meadow Lake

Die Eindampftechnologie wird zum Schließen des Wasserkreislaufs und zur Erreichung abwasserfreier Verhältnisse eingesetzt [44, Evans 1992].

Abbildung 5.20 gibt das Abwasserbehandlungskonzept einschließlich der wichtigsten Mengenströme im Zuge der verschiedenen Behandlungsstufen wieder.

Arbeitskräfte auf dem aktuellen Stand der Technik und der Betriebsweisen bleiben. Der Ansatz „Sicherheit um jeden Preis“ hat zu einer Identifizierung der Arbeitskräfte mit diesem wichtigen Programm geführt, das für eine hohe Moral und niedrige Versicherungsprämien sorgt. Es werden regelmäßig kleine Teams gebildet, die befähigt und bevollmächtigt sind, Änderungen im Prozess vorzunehmen, soweit die Vorteile solcher Änderungen nachgewiesen werden können.

In einer abwasserfreien Fabrik ist die Überwachung der Prozesse und der technischen Einrichtungen von größter Bedeutung. Es werden unterschiedliche Testprogramme, wie die dynamische Überwachung der Fouling-Geschwindigkeit und Korrosion sowie ein zertifiziertes Qualitätsmanagementsystem nach ISO 9002 durchgeführt. Diese Maßnahmen werden durch ein analytisches Labor ergänzt, um eine sorgfältige Überwachung der Anlage zu gewährleisten. Ein Beispiel ist das Metallüberwachungsprogramm, das Ionen im System verfolgt und proaktive Eingriffe hinsichtlich Korrosion, Fouling und Belagbildung erlaubt.

Medienübergreifende Auswirkungen

Angaben zur Energiebilanz im Vergleich zu herkömmlichen Systemen waren nicht verfügbar. Der Kreislauf an festen Abfällen ist noch nicht geschlossen, was aber bei herkömmlichen Systemen auch nicht der Fall ist. Weitere Verlagerungseffekte sind nicht bekannt.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Kreislaufschließung in einer CTMP-Anlage ist sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Fabriken möglich. Die Begrenzung besteht in den hohen Kapitalkosten für die Eindampfung und die Rückgewinnungsanlage (wie bei Meadow Lake). Das beschriebene Konzept wurde 1992 für eine neu erbaute Fabrik auf der grünen Wiese umgesetzt und benötigt viel Platz, der bei bestehenden Fabriken oft fehlt. Die Lösung hängt von den örtlichen Gegebenheiten ab und ist für Fabriken zur Herstellung von Markt-CTMP im Vergleich zur integrierten CTMP-Herstellung oft unterschiedlich. Beim Einsatz von Eindampfern muss das Bleichen von CTMP geändert werden. Beispielsweise können wegen der Belagbildung keine Natriumsilikate verwendet werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Das System weist Betriebskosten auf, die gegenüber herkömmlichen Wassersystemen und sekundären Abwasserbehandlungssystemen für gebleichten CTMP wettbewerbsfähig sind. Nach der Optimierungsphase sind die Betriebskosten der Abwasserbehandlung bei Meadow Lake nun niedriger als die Kosten für eine herkömmliche zweite Behandlungsstufe. Allerdings entstanden in der Inbetriebnahmephase für die überdimensionierte Eindampfung und die großzügige Auslegung der Rückgewinnungsanlage sowie die Pufferkapazität für die Abwässer (für drei Tage) hohe Investitionskosten. Die Attraktivität des Konzepts der abwasserfreien Anlage wird durch die potenzielle Möglichkeit der Chemikalien- und Energierückgewinnung vergrößert, die zur Reduktion der Produktionskosten und zur Amortisierung der Kapitalkosten eingesetzt werden kann. Angaben zu spezifischen Kosten sind nicht verfügbar. Änderungen der gesetzlichen Bestimmungen zu Abwassereinleitungen betreffen abwasserfreie Fabriken nicht, was einen wirtschaftlichen Vorteil darstellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Am Standort Meadow Lake ist Wasser knapp und das mögliche aufnehmende Gewässer ist klein. Ein herkömmliches Abwassersystem hätte das Bohren von Brunnen erforderlich gemacht, die den Grundwasserleiter anzapfen, um genügend Verdünnungswasser zur Verdünnung der Abwassereinleitung zu liefern und das ganzjährige Fließen des Flusses zu gewährleisten. Diese Option war für die Eigentümer des Unternehmens nicht akzeptabel und es wurde die Entscheidung gefällt, den abwasserfreien Betrieb anzustreben.

Das abwasserfreie Betriebskonzept trifft vielleicht in den Fällen, in denen strengere Grenzwerte für Abwassereinleitungen erfüllt werden müssen, eher auf Akzeptanz. Durch die Eindampfung/Verbrennung wird nicht nur das Problem der CSB-Freisetzung gelöst, sondern sie ermöglicht auch eine beträchtliche Verringerung des Frischwasserverbrauchs durch die Wiederverwendung von Verdampferkondensat, mit

der Option zur Rückgewinnung von Alkali, wenn zusätzlich eine Kaustifizierungsanlage eingerichtet wird. Durch die Schließung des Chemikalienkreislaufs wird nicht nur die Einleitung anorganischer Salze in das aufnehmende Gewässer verringert, sondern dies trägt auch zur Verringerung der Betriebskosten bei.

Anlagenbeispiele

Beispiel sind die BCTMP-Holzstofffabrik in Meadow Lake und die BCTMP-Holzstofffabrik Tembec Chetwynd in Kanada, Stora Enso Fors, Schweden, M-Real Joutseno und Kaskinen (Finnland), Klabin (Brasilien) und Sun Paper Yanzhou (China).

Referenzliteratur

[43, Evans 1991], [44, Evans 1992], [45, Evans et al. 1993], [53, Fromson et al. 1993],
[136, Sweet et al. 1993], [155, Ward et al. 1993].

5.3.9 Extensive Rückgewinnung von Sekundärwärme aus TMP- und CTMP-Refinern und Nutzung des zurückgewonnenen Dampfs zur Trocknung von Papier oder Holzstoff

Beschreibung

Der Nutzeffekt eines TMP-Refiners ist relativ gering. Fast die gesamte elektrische Energie, die in den Mahlprozess eingebracht wird, wird in Wärme umgewandelt. Die meiste Energie ist in dem Plattenspalt gebunden, der eine spezifische latente Wärme zum Verdampfen von Wasser (die Dampferzeugung) enthält. Wärme wird auch in erwärmtem Wasser und erwärmtem Faserstoff gebunden. „Wärmerückgewinnung“ bedeutet, dass die gesamte Wärme, die bei einem TMP-Verfahren erzeugt wird, wiederverwendet wird. Eine TMP-Anlage besteht aus den Refinern der Hauptlinie, wobei es sich auch nur um einen Hauptlinien-Refiner (z. B. TRS-Verfahren) oder zwei oder drei nacheinander geschaltete Refiner handeln kann, sowie Spuckstoff-Refinern, von denen gewöhnlich einer oder zwei verwendet werden.

Unter dem Gesichtspunkt der Wärmerückgewinnung können die unterschiedlichen Refinertypen in zwei Gruppen unterteilt werden:

- Refiner, bei denen der Druck am Auslass größer ist als am Einlass: Einscheibenrefiner (Single Disc - SD) und Kegelscheibenrefiner (Conical Disc - CD);
- Refiner, bei denen der Druck am Einlass genauso hoch ist wie am Auslass: Twin- und Doppelscheibenrefiner (Double Disc - DD).

Abbildung 5.21 zeigt die Energie- und Masseströme in einem SD- oder CD-Refiner, in dem die zugeführten Hackschnitzel und das zugeführte Wasser unter Einsatz von elektrischem Strom in Holzstoff und thermische Energie umgewandelt werden. Die erzeugte Wärme kann als Hochdruckdampf, Rückblasdampf, der als Niederdruckdampf zurückgewonnen werden kann, und als Warmwasser zurückgewonnen werden. Außerdem sind in der Abbildung die Wärmeverluste schematisch dargestellt. Die Menge an Rückblasdampf hängt vom Druck am Einlass und im Gehäuse sowie der Art der im Refiner verwendeten Segmente ab. Typische Drücke in SD- und CD-Refinern sind 1 bar am Zulauf und 4 bar im Gehäuse.

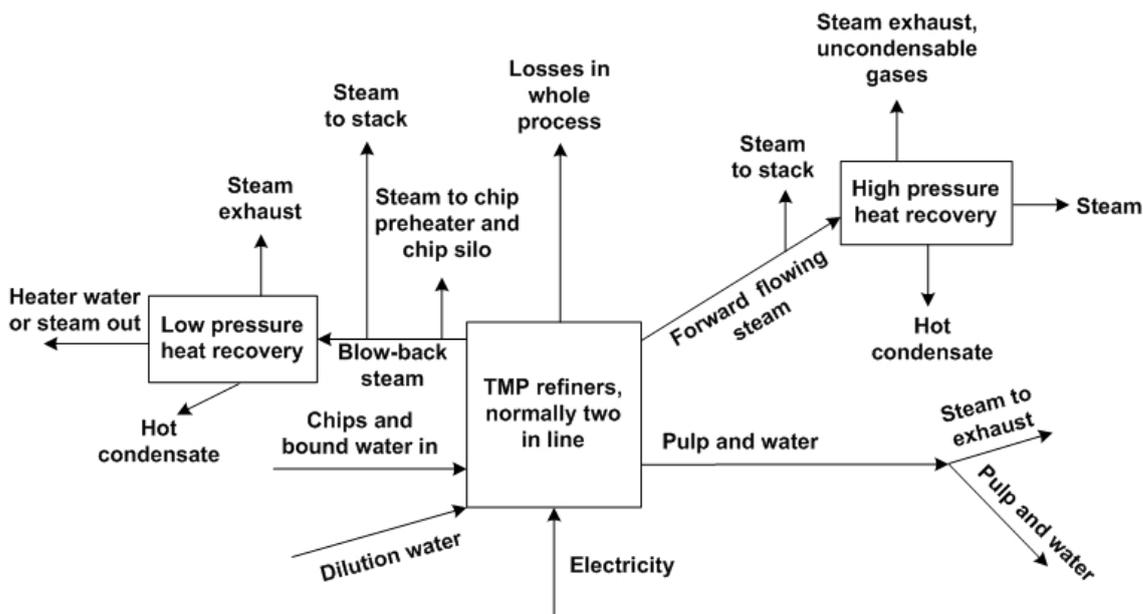


Abbildung 5.21: Energie- und Masseströme sowie an Masseströme gebundene Energieströme in einem SD- oder CD-Refiner

Abbildung 5.22 zeigt die gleichen Prinzipien für Twin- oder DD-Refiner. Es ist ersichtlich, dass es keinen Rückblasdampf und keine Niederdruckwärmerückgewinnung gibt.

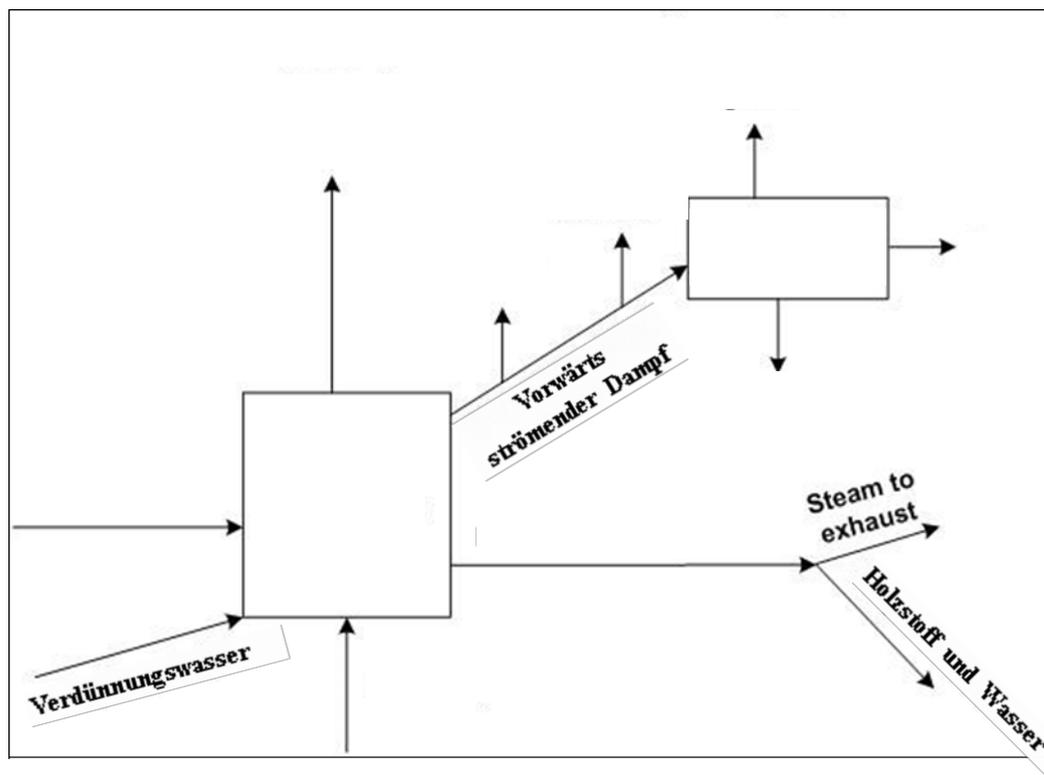


Abbildung 5.22: Energie- und Masseströme sowie an Masseströme gebundene Energieströme in einem Twin- oder DD-Refiner

Der typische Einlass- und Gehäusedruck in Twin- und DD-Refinern beträgt 4 bar. Normalerweise wird in der Refiner-Hauptlinie Energie von 1,7 MWh/t bis 2,5 MWh/t genutzt.

Die typischen theoretischen Maximalwerte für rückgewinnbare Energieströme sind in Tabelle 5.20 enthalten. Für die Definitionen der Quellen der Energierückgewinnung wird auf Abbildung 5.21 und Abbildung 5.22 verwiesen.

Tabelle 5.20: Geschätzte relative Verteilung von rückgewonnener Wärme und Dampf aus angewandeter Refiner-Leistung in einer Refiner-Hauptlinie

Quelle der Energierückgewinnung	SD- und CD-Refiner (Werte in %)	Twin- und DD- Refiner (Werte in %)
Hochdruckdampfrückgewinnung	61	79
Hochdruckdampfkondensat	11	15
Niederdruckwärmerückgewinnung	20	NA
Niederdruckkondensat	2	NA
Nicht rückgewinnbare Wärme (z. B. niederwertige Wärme in Fasern und Wasser, Motorkühlverluste, Strahlungsverluste)	6	6
<p>Anmerkung: Für eine eindeutige Definition der Wärmerückgewinnungsleistung muss definiert werden, welche Wärmeströme in der Berechnung enthalten sind und welche Bezugstemperatur für den Energiegehalt zur Berechnung verwendet wird.</p> <p>Der Prozentsatz der relativen Wärmerückgewinnung bezieht sich auf den Anteil der rückgewonnenen Energie ohne Berücksichtigung des Exergieniveaus.</p> <p>NA = Nicht anwendbar.</p> <p>Quelle: Anhang 1 von [169, Nilsson et al. 2007]</p>		

In einer modernen Fabrik werden Spuckstoff-Refiner unter Druck betrieben. Der Spuckstoffanteil beträgt normalerweise 40 % und die zum Mahlen der Spuckstoffe benötigte Energie beläuft sich gewöhnlich auf 1 MWh/t. Typischerweise hat die rückgewinnbare Energie in einem Spuckstoff-Refiner einen Anteil von 16 – 24 % im Vergleich zu den Refinern der Hauptlinie. Der in den TMP-Refinern erzeugte Hochdruckdampf wird in Zyklonen oder mechanischen Abscheidern von den Fasern befreit und anschließend in einem Rückverdampfer unter Erzeugung von sauberem Dampf kondensiert. Verunreinigte Kondensate können als Verdünnungswasser für den Refiner verwendet werden, um die Dampferzeugung zu erhöhen oder Kreislaufwässer zu erwärmen. Bei der Holzstoffherstellung wird der Niederdruckdampf im Oberflächenkondensator verwendet, um die Kreislaufwässer zu erwärmen und verunreinigte Kondensate werden der Hackschnitzelwäsche oder dem Behälter für ungemahlene Spuckstoffe zugeführt.

Der Bedarf an den unterschiedlichen Arten rückgewinnbarer Energie (Dampf bei niedrigen und hohen Drücken, Wasser auf verschiedenen Temperaturniveaus) unterscheidet sich von Fabrik zu Fabrik. Am wichtigsten ist die Hochdruckdampfückgewinnung. Normalerweise wird der rückgewonnene Hochdruckdampf in der Trockenpartie der Papiermaschine verwendet. Die Anwendbarkeit der Hochdruckdampfückgewinnung wird durch die erforderliche Reinigung der Wärmetauscher und Anfah- und Abfahrvorgänge in der TMP-Anlage sowie den Papiermaschinen begrenzt. Daher liegt der beste langfristige Mittelwert für die Hochdruckdampfückgewinnung knapp 5 % unter dem in Tabelle 5.20 aufgeführten Maximalwert.

Erreichter Umweltnutzen

Durch die Wärmerückgewinnung aus den Refinern und die Wiederverwendung im Verfahren werden Ressourcen gespart (Brennstoffe zur Energieerzeugung) und die damit verbundenen Emissionen sowie der Abfall aus den Dampfkesseln (SO₂, NO_x, Staub, CO₂) reduziert.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Wärmerückgewinnungssysteme sind Standardanwendungen für neue TMP-Anlagen. Beim Anfahren einer TMP-Anlage führt der verschmutzte Dampf eine übermäßige Menge an Fasern mit sich. In diesem Fall muss der Dampf in einen atmosphärischen Wäscher geleitet werden.

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine negativen Auswirkungen. Die Energierückgewinnung ist kosteneffektiv.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Technik kann sowohl in neuen als auch bestehenden Fabriken angewendet werden. Ältere TMP-Refiner können unter Umständen nicht zur Verwendung des verschmutzten Dampfes in einem Rückverdampfer unter Druck gesetzt werden. Ein hoher Mahldruck kann beim Überschreiten einer bestimmten Temperatur zur Verringerung des Weißgrades führen, da im Lignin farbbildende Struktureinheiten entstehen. Das relativ komplexe Wärmerückgewinnungssystem muss zur Überwachung der Leistung und Sicherheit in das bestehende Steuersystem (DCS) integriert werden. Durch vorbeugende Wartungsmaßnahmen werden unnötige und teure Abschaltungen und Leistungsverluste durch Verstopfungen oder Korrosionsschäden des Rückverdampfers vermieden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Insbesondere für die Wärmerückgewinnung muss die Wirtschaftlichkeit für jede Situation bewertet werden. Abhängig von den Energiepreisen hat sich die Investition in ungefähr einem Jahr amortisiert.

Wichtiger Grund für die Einführung

Kostenverringern durch Energieeinsparungen (Dampf). Die Dampferzeugungsleistung kann erhöht werden.

Anlagenbeispiele

Diese Technik wird standardmäßig in allen neuen und kürzlich umgebauten Anlagen eingesetzt (nur wenige Anlagen in Europa haben sie noch nicht eingeführt).

Referenzliteratur

Anhang 1 von [169, Nilsson et al. 2007], [249, Blum et al. 2007]

5.3.10 Emissionsoptimierte Verbrennung von festem Abfall und Energierückgewinnung

Beschreibung

In Holzstofffabriken, in die meist auch eine Papierfabrik integriert ist, fällt eine Vielzahl von festen Abfällen an – Rinde, Holzabfälle, Holzstoffabfallschlamm und Sortierrejekte – die behandelt oder entsorgt werden müssen. Die Rinde kann leicht als Brennstoff im Hilfskessel der Fabrik eingesetzt werden, während der Umgang mit Schlamm schwieriger ist. Eine sinnvolle Möglichkeit ist die Verbrennung dieses Schlamms. Da Schlämme Abfälle darstellen, die oft einen niedrigeren Heizwert als feste Brennstoffe (wie Rinden- oder Holzabfall) aufweisen, wird ihre Verbrennung in einem allein für Schlamm konzipierten Kessel selten durchgeführt.

In der Praxis erreichen Fabriken, die Rinde, Holz, Torf oder Kohle als Brennstoff zur Dampf- und Stromerzeugung einsetzen, durch die Verbrennung der Holzstoff- und Papierschlämme zusammen mit festen Brennstoffen mit hohem Heizwert im selben Kessel eine hohe Kosteneffizienz (siehe Abschnitt 2.6.1). Dies wird dadurch verstärkt, dass Schlämme, soweit sie nicht über eine Stoffdichte von 50 % und einen niedrigen Aschegehalt verfügen, ohnehin in jedem Fall für ihre ordnungsgemäße Entsorgung durch Verbrennung Stützbrennstoff erfordern würden.

Die umweltfreundliche und für die Verbrennung von Holzstoffschlamm und Holzstoffrejekten geeignetste Technologie ist die gleiche wie für Holz, Rinde und Torf. Allerdings können sich bestimmte spezifische Besonderheiten bei der Schlammaufbereitung oder –verbrennung unterscheiden.

Die Kessel liefern Dampf, der unmittelbar als Prozessdampf zum Aufheizen und Trocknen verwendet wird, aber in einer steigenden Anzahl von Fällen werden sie auch zur Stromerzeugung eingesetzt (siehe Abschnitt 2.6.1.2). Allerdings können die Kessel in den Fällen, in denen der Kessel klein ist und sein Hauptzweck in der Schlamm Entsorgung mit einem Minimum an Stützbrennstoff besteht, wirtschaftlich nur Niederdruckdampf für Heizzwecke im Prozess und zur Gebäudeheizung liefern.

Bei der Verbrennung von Holzstoff- und Papierschlamm können die Umweltziele durch den Einsatz geeigneter Kessel und, wie es manchmal erforderlich ist, durch eine Abfolge von Brennstoffvorbehandlungen erreicht werden (siehe Abschnitt 2.6.1.1).

Zur Verbrennung von Papier- und Rejektschlamm können sowohl herkömmliche rostbefeuerte Kessel als auch Wirbelschichtkessel eingesetzt werden. Die Wirbelschichttechnologie ist jedoch mit ihrer höheren Flexibilität, höheren Effizienz und niedrigeren Emissionen vielseitiger. In der Holzstoff- und Papierindustrie (siehe Abschnitt 2.6.1.2.3) werden Kessel mit brodelndem (BFBC) und Kessel mit zirkulierendem Wirbelschichtbett (CFBC) eingesetzt.

Der Heizwert von Rinde aus der Nassentrindung oder Torf mit einem Feuchtegehalt von 40 – 60 % beträgt 4,5 - 10,5 MJ/kg. Im Gegensatz dazu haben die mechanisch entwässerten Holzstoffschlämme wegen ihres oft höheren Feuchte- und Aschegehaltes einen niedrigeren Heizwert in Höhe von 2,5 - 6,0 MJ/kg. Der Heizwert von trockenen Holzstoffabfällen kann Werte über 20 MJ/kg erreichen. Je höher die Feuchtigkeit des Brennstoffes, desto niedriger ist insgesamt die Wirtschaftlichkeit des Kessels und desto schwieriger ist auch der Betrieb; es sei denn, es wird eine effiziente Technologie eingesetzt. Ein Wirbelschichtkessel ist in Bezug auf den Feuchtigkeitsgehalt des Brennstoffes weniger anfällig als rostbefeuerte Kessel. Da manche Papierschlämme oft einen Aschegehalt von 20 - 30 %, und bei Deinking-Abfall im schlechtesten Fall von 60 % aufweisen, sind Betriebsprobleme, wie das Verstopfen des Rostes wegen der Asche, bei rostbefeuerten Kesseln sehr wahrscheinlich.

Der Heizwert von Schlamm und die Gesamtverbrennungsergebnisse können durch die Anwendung einer verbesserten Entwässerung und Trocknung erhöht werden (siehe Abschnitt 5.3.4).

Die Emissionen von Wirbelschichtkesseln erfüllen die Anforderungen besser als dies bei rostbefeuerten Kesseln der Fall ist. Die Wirbelschichtsysteme bieten eine In-situ-Minderung der SO₂- und NO_x-Emissionen und sind zudem noch einfacher und wirksamer als rostbefeuerte Kessel.

Für Informationen zu verfügbaren Primär- und Sekundärmaßnahmen zur Verringerung der SO₂-, NO_x-, CO-Emissionen und Partikel sowie der erzielten Emissionen wird auf Abschnitt 2.9.7 verwiesen.

Erreichter Umweltnutzen

Mit modernen Wirbelschichtkesseln, in denen unter Einsatz von Stützbrennstoff Holzstoff- und Rejektschlämme verbrannt werden, können die Emissionen wirksam reduziert und optimiert werden.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Für Daten zu den erreichten Emissionswerten von aktiven Anlagen, die Emissionsminderungstechniken anwenden (einschließlich der Referenzbedingungen und angewendeten Überwachungsmethoden), wird auf Abschnitt 2.9.7. verwiesen.

Wenn der Hauptanteil des Kesselbrennstoffs aus Schlamm besteht, ist der Nettowärmegewinn klein. In Fabriken, in denen auch andere Brennstoffe zur Dampf- und Stromerzeugung eingesetzt werden, kann eine bessere Verfahrenseffizienz durch Mitverbrennung des Schlammes, dessen Anteil dann von untergeordneter Bedeutung ist, erreicht werden.

Es steht eine kontinuierliche Emissionsüberwachung mit Online-Messgeräten für gasförmige Bestandteile zur Verfügung. Wegen ihrer verbesserten Zuverlässigkeit und niedrigeren Kosten sind diese zunehmend gebräuchlich geworden. Die Temperatur- und Sauerstoffüberwachung an mehreren Stellen im Kessel ist auch vorteilhaft.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die Verringerung des Abfallvolumens durch Verbrennung erhöht die Emissionen in die Atmosphäre. Diese Emissionen werden jedoch vermindert, indem umweltfreundliche Verbrennungs- und Emissionsminderungstechniken angewendet werden, durch die die Partikelemissionen sowie die O₂- und NO_x-Emissionen minimiert werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Einführung oder Verbesserung von Wirbelschichtkesseln zur Verbrennung von Holzrückständen oder festen Rückständen kann sowohl in bestehenden als auch in neuen Fabriken angewendet werden. Die Steuerbarkeit des Verbrennungsprozesses und die Flexibilität in Bezug auf den Einsatz von anderen festen Brennstoffen und deren Qualitätsschwankungen sind besser als bei rostbefeuelten Kesseln.

In Verbindung mit der Einführung einer verbesserten Wärmerückgewinnung und einer externen Rauchgasreinigung kann die wirtschaftliche Leistungsfähigkeit sowie die Umweltleistung von rostbefeuelten Kesseln verbessert werden; allerdings nicht auf das Niveau von Wirbelbettsystemen.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Umrüstung eines bestehenden Rindenkessels auf die Verbrennung von Schlämmen und Rejekten erfordert bei einer integrierten Fabrik mit einer Produktion von 700 Tonnen luro/Tag Kosten in Höhe von 0,5 – 0,7 Millionen Euro, vorausgesetzt der Kessel besitzt bereits freie Kapazität zur Verbrennung dieser Abfälle. Die zusätzlichen Betriebskosten für die Rückstandsverbrennung betragen 250 000 - 350 000 Euro pro Jahr.

Ein separater Kessel zur Verbrennung von Schlamm und Rejekten für eine Fabrik der gleichen Größe kostet 5 – 7 Millionen Euro und die Betriebskosten belaufen sich auf 500 000 - 600 000 Euro pro Jahr.

Wichtiger Grund für die Einführung

Der wichtigste Grund besteht in der Reduktion der Deponierung von organischem Material.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Fabriken in Nord- und Westeuropa.

Referenzliteratur

[1, Finnish BAT Report 1997], [14, CEPI 1997], [104, Paper and Timber 1993].

5.3.11 Verwendung von ausreichend großen Puffertanks zur Lagerung von konzentrierten oder heißen Prozessflüssigkeiten

Beschreibung

Der Einsatz von großen Puffertanks für heiße Flüssigkeiten ist bei der Herstellung von Holzschliff (GW) und thermomechanischem Holzstoff (TMP) in den meisten Fällen nicht relevant, da diese Faserstoffe fast ausschließlich in integrierten Fabriken produziert werden. Üblicherweise wird für einen großen Teil des

Prozesswassers, das für diese Aufschlussprozesse eingesetzt wird, überschüssiges Kreislaufwasser aus der Papier- oder Kartonmaschine genutzt. Im Vergleich zur Papierherstellung ist der Wasserverbrauch zur Herstellung von Holzschliff und thermomechanischem Holzstoff niedrig, weshalb üblicherweise von dort kontinuierlich überschüssiges verunreinigtes Wasser in die Kanalisation abgeleitet wird. Anstelle großer Puffertanks nutzen Fabriken für Holzschliff und TMP oft Ausgleichsbecken vor der biologischen Abwasserbehandlung, um die hydraulischen und organischen Spitzenfrachten zu verringern und einen weitestgehend ausgeglichenen Zufluss zur biologischen Abwasserbehandlungsanlage zu erreichen.

Bei der Herstellung von chemothermomechanischem Holzstoff (CTMP) besteht eine weniger homogene Situation, da einige Fabriken nicht-integriert sind und Marktholzstoff herstellen. Wie bei anderen mechanischen Aufschlussverfahren fallen verschiedene Kreislaufwasserqualitäten an, die innerhalb des Aufschlussprozesses wiederverwendet werden. In integrierten Fabriken wird überschüssiges Kreislaufwasser von der Papier- oder Kartonmaschine zur Ergänzung des Wassersystems der CTMP-Anlage zugeführt; in nicht-integrierten Fabriken wird dafür Frischwasser verbraucht. Soweit gebleicht wird, verbessert das Wasserrecycling, zum Beispiel durch Einsatz der Bleichfiltrate zur Hackschnitzelimpregnierung, die Wiederverwendung von Wasser. Überschüssiges verunreinigtes Wasser, zum Beispiel Wasser aus der Hackschnitzelwäsche und überschüssiges Kreislaufwasser oder manchmal auch aus der Zwischenwäsche bei der Holzstoffmahlung, wird in die Kanalisation abgeleitet.

Bei der Herstellung von CTMP gibt es im Gegensatz zur Herstellung von Zellstoff weniger Gründe für sehr große Wasserspeichertanks. Bei Einführung des typischen Gegenstromwaschprinzips mit dem Ziel eines niedrigen Frischwasserverbrauchs muss die Restmenge trotzdem noch immer in die Kanalisation abgeleitet werden. Nichtsdestotrotz müssen die Prozesstanks ein ausreichendes Volumen aufweisen, um auch bei Mengenspitzen, besonders im Zuge der Holzstoffverdünnung und -wäsche, Wasser zur Verfügung stellen zu können. Diese Spitzen treten hauptsächlich in der Anfahrphase einer Holzstofflinie, während kurzzeitiger Schwankungen in der Wasserbilanz zwischen der Holzstoff- und Papierproduktion oder beispielsweise auch dann auf, wenn die Anlage zur Herstellung von ungebleichtem Holzstoff außer Betrieb ist, während die Bleichanlage weiter betrieben wird.

Die Abwässer aus der Herstellung von CTMP sind wegen der chemischen Behandlung der Hackschnitzel stärker verunreinigt als die Abwässer aus der Herstellung von Holzschliff und thermomechanischem Holzstoff, weshalb zur Minimierung der der Abwasserbehandlungsanlage zugeführten Frachtspitzen ein sorgfältigeres Management der Tankfüllstände erforderlich ist. Die Umwandlung von elektrischer Energie in Dampfenergie beim Mahlen im Rahmen des TMP- und CTMP-Verfahrens vermindert die fortschreitende Erwärmung des Wassers im Aufschlussystem. In Fabriken, in denen Dampf wirksam zur Wassererwärmung oder zur Holzstoff- oder Papiertrocknung eingesetzt wird, könnte die Notwendigkeit für das gelegentliche Ablassen von Dampf vermindert werden. In anderen Fabriken kann die Notwendigkeit zur Dampfkühlung mit Wasser und zur Ableitung dieses heißen Teilstromes durch Aufrechterhaltung eines größeren Wasservolumens in der Produktion verringert werden.

Erreichter Umweltnutzen

Puffertanks und Ausgleichsbecken verringern Spitzenvolumenströme und -frachten sowie Leckagen konzentrierter Abwasserströme. Die zwischenzeitige Rückhaltung und Lagerung sowie die stufenweise Freisetzung in die biologische Abwasserbehandlungsanlage halten die Leistungsfähigkeit der externen Behandlungsanlage aufrecht oder verbessern diese.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Durch die verbesserte Wasserkreislaufschließung hat sich die Kontrolle der in die Kanalisation abgeleiteten verunreinigten und warmen oder heißen Ströme verstärkt. Die betriebsinterne Optimierung beim Umgang mit konzentrierten oder heißen Strömen kann durch eine Verfeinerung oder Änderung der Betriebsweisen und/oder erhöhte Volumen der Speichereinrichtungen für diese Ströme erreicht werden.

Zur Verminderung unerwünschter Leckagen sind Füllstandsmessungen für die wichtigen Wasserbehälter, vor allem zur Reduktion von Überläufen, erforderlich.

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine wesentlichen Auswirkungen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Untersuchung und Optimierung der notwendigen Tankvolumen kann sowohl in bestehenden als auch in neuen Fabriken durchgeführt werden. Bei bestehenden Fabriken helfen die Betriebsdaten verschiedener Produktionssituationen dabei, geeignete Tankmanagementverfahren festzulegen und die Notwendigkeit größerer Tankvolumen zu bestimmen.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die erforderlichen Investitionen sind sehr fallspezifisch. Werden die zusätzlich benötigten Volumen zur Speicherung von Wasser und Halbstoff auf 2000 m³ geschätzt, betragen die zusätzlich erforderlichen Investitionen für weitere Tanks, Verrohrung, Elektroinstallation und Mess- und Regeltechnik 100 000 – 250 000 Euro. Die Betriebskosten sind niedrig und umfassen hauptsächlich Wartungs- und Kontrollkosten.

Wichtiger Grund für die Einführung

Diese Maßnahmen werden angewendet, weil sie eine bessere Kontrolle der Schwankungen im Aufschlussprozess ermöglichen und verhindern, dass die biologische Abwasserbehandlungsanlage gestört oder beschädigt wird. Einen weiteren Grund stellen gesetzliche Anforderungen dar.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche moderne Fabriken weltweit.

Referenzliteratur

[14, CEPI 1997].

5.3.12 Aerobe biologische Abwasserbehandlung

Beschreibung

Siehe Abschnitt 2.9.11.2.1.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung der Emissionen organischer Stoffe (CSB, BSB), AOX, Phosphor, Stickstoff und Komplexbildner in Gewässer.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Das dominierende Verfahren zur Behandlung von Abwasser aus Holzstofffabriken ist das Belebtschlammverfahren. Vorzugsweise kommt das zweistufige Verfahren zum Einsatz. Einige Fabriken setzen in einer ersten Stufe Reinsauerstoff ein, gefolgt von einer „normalen“ belüfteten zweiten Stufe. In anderen Fabriken wird eine hochbelastete erste Stufe, gefolgt von einem niedriger belasteten zweiten Belüftungsbecken angewendet. Für diese Art von Abwasser werden auch Schwebbetbiofilmreaktoren verwendet. Eine Fabrik hat von einer Biofiltrationsstufe nach einem zweistufigen Belebtschlammssystem berichtet. Grundsätzlich kann das Abwasser aus Holzstofffabriken auch wirksam anaerob behandelt werden, da die Konzentrationen im Abwasser oft über 2 000 mg CSB/l liegen. Allerdings werden in den meisten Fällen die Abwässer aus der Holzstoff- und Papierfabrik mittels aerober Verfahren behandelt, mit Ausnahme der Abwässer aus CTMP-Anlagen oder anderer konzentrierter Abwasserströme, für die manchmal anaerobe Behandlungsverfahren zum Einsatz kommen (siehe Abschnitt 5.3.8).

Die Leistung der Behandlungsanlagen unterscheidet sich in einem gewissen Ausmaß abhängig von der Art der behandelten Abwässer sowie der Auslegung, dem Betrieb, der Wartung und der Steuerung der Behandlungsanlage. Typische Werte liegen im Bereich von 95 – 98 % für die Entfernung von BSB (normalerweise 95+ %) und 80 – 90 % für die Entfernung von CSB. In sorgfältig konzipierten und betriebenen Anlagen liegen die AFS-Emissionen im Jahresmittel (siehe Tabelle 5.21) jeweils zwischen 10 mg/l und 20 mg/l und der BSB zwischen 5 mg/l und 15 mg/l (nahe an der Nachweisgrenze).

In Tabelle 5.21 sind die erzielten Werte für Emissionen in Gewässer nach der biologischen Behandlung unter Darstellung der verschiedenen umgesetzten Behandlungskonzepte für eine Auswahl europäischer Holzstoff- und Papierfabriken mit hoher Reinigungsleistung zusammengestellt. Die Fabriken wenden unterschiedliche Prozessbedingungen und Wassersystemkonfigurationen an. Wenn entsprechende Daten verfügbar waren, sind die verwendete Fasermischung, die Aufschluss- oder Bleichtechniken, die hergestellten Produkte (z. B. zu erzielender ISO-Weißgrad) und das angewendete Abwasserbehandlungssystem angegeben. Zu den Beispielpapierfabriken gehören Fabriken für Zeitungsdruckpapier, Druckpapier und Karton.

Diese Fabriken haben ein internes Wassermanagement eingeführt und wenden eine wirksame biologische Behandlung an. Die Behandlungsleistung dieser Beispiele liegt für CSB bei circa >80 – 90 %. Die biologischen Behandlungsanlagen sind größtenteils als niedrig belastete Belebtschlammanlagen oder vergleichbare Systeme wie Schwebebettbiofilmreaktoren manchmal gefolgt von einer Belebtschlammstufe konzipiert und werden entsprechend betrieben. Die Liste umfasst ausgewählte Fabriken, von denen Daten verfügbar waren oder zur Verfügung gestellt wurden und kann deshalb nicht als vollständig angesehen werden. Die angewendeten Analysemethoden entsprechen denen des jeweiligen Landes; meist werden jedoch Standardmethoden verwendet. In Schweden und Finnland werden die BSB-Werte als BSB₇-Werte angegeben. Alle Werte sind Jahresmittelwerte. Die Zahlen in den Klammern in Tabelle 5.21 sind Konzentrationswerte (mg/l). Einige Fabriken messen den gesamten organisch gebundenen Kohlenstoff (TOC) anstelle oder zusätzlich zum Parameter CSB. Sofern verfügbar, sind diese TOC-Werte in der Tabelle in eckigen Klammern aufgeführt.

Tabelle 5.21: Jahresmittelwerte für Emissionen in Gewässer nach der biologischen Behandlung für europäische Holzstofffabriken

Beispielfabriken (Datenquelle)	CSB [TOC] in kg/Tonne lutro und (mg/l)	BSB5 oder 7 in kg/Tonne lutro und (mg/l)	AFS GF/A in kg/Tonne lutro und (mg/l)	AOX in kg/Tonne lutro und (mg/l)	Tot-N in g/Tonne lutro und (mg/l)	Tot-P in g/Tonne lutro und (mg/l)	Volumen- strom in m ³ /Tonne lutro	Art der Behandlung	Bemerkungen
Integrierte Holzstoff- und Papierfabriken									
UPM-Kymmene Austria, Steyrermühl (Befragung 2009)	2,74 [1,03] (155 [58])	0,1 (5)	0,16 (9,2)	0,001 (0,06)	4 (0,23)	4 (0,25)	16	Einstufige Belebtschlammanlage	23 % TMP, 61 % DIP, Rest: Füllstoffe/ Pigmente; 38 % SC-B und 62 % Zeitungsdruckpapier; anfängliche CSB- Fracht: 19,1 kg CSB/t; CSB-Entfernung: 85 %
MD Albruck (Befragung 2009)	1,24 (99)	0,08 (6,5)	0,1 (8)	0,000 5 (0,04)	21 (1,68)	5,8 (0,46)	12,5	Tropfkörper, Schwebbettreaktor, einstufige Belebtschlammanlage	70:30 GWP:PGWP; Zellstoff; 36 % Füllstoffe/Pigmente; ULWC-, LWC- MWC-, HWC-Papier (80 % ISO); CSB- Entfernung: 88 %
Braviken (Umweltbericht)	2,4 (160)	KD	0,4 (27)	KD	75 (5)	5 (0,33)	15	KD	Hauptsächlich Zeitungsdruckpapier, TMP/RCF deinkt
SE Hagen Kabel (Befragung 2007)	2,3 (190)	0,1 (6)	KD	0,000 3 (0,02)	80 (5,3)	7 (0,5)	15	Anaerobe Behandlg., Tropfkörper + Belebtschlamm	55 % Holzstoff (GW, TMP), 45 % zugekaufter Zellstoff, LWC-Papier
SE Baienfurt (Befragung 2007)	2,0 (83)	0,11 (5)	0,3 (14)	0,002 (0,08)	45 (2,3)	8 (0,4)	17,5	Belebtschlamm	65 % Holzstoff (GW), 35 % zugekaufter Zellstoff, Faltschachtelkarton
MD Paper Plattling (Befragung 2009)	2,5 (72 – 305)	0,23 (4 – 23)	0,19 (1 – 57)	0,02 (0,1 – 0,4)	28 (1 – 5,5)	8 (0,1 – 2,2)	12,5	Schwebbettreaktor + einstufige Belebtschlammanlage	33 % GW, 7 % DIP, Zellstoff, 39 % Füllstoffe und Pigmente; LWC-Papier; CSB-Entfernung: 82 %
Stora Enso, Anjalankoski (Befragung 2009 und finnische statistische Daten 2008)	4,8 (KD)	0,1 (KD)	0,4 (KD)	KD	220 (Chemische Zusatzstoffe)	6 (KD)	19,8	Schwebbettreaktoren (MBR)	77 % PGW und 23 % TMP, Papier und Pappe mit hohem Weißgrad (max. 93 % ISO, 2 – 3 Stufen); CSB-Entfernung: keine Daten
Norske Skog Walsum (Befragung 2009)	3,8 (277)	0,18 (13)	0,16 (12)	0,0004 (<0,03)	46 (3,4)	5 (0,4)	13,6	Schwebbettreaktoren + einstufige Belebtschlammanlage	~ 40 % TMP, Zellstoff; ~40 % Füllstoffe/Pigmente; 100 % LWC- Papier; CSB-Entfernung: 88 %
Norske Skog Skogn (Befragung 2009)	2,2 (190)	KD	0,5 (15)	KD	100 (5)	10 (0,5)	12,7	Einstufige Belebtschlammanlage	70 % TMP, 30 % DIP, Zeitungs- druckpapier; CSB-Entfernung: 90 %
Myllykoski Paper Oy (Befragung 2009 und finnische statistische Daten 2008)	3,4 (KD)	0,14 (KD)	0,4 (KD)	KD	80 (KD)	8 (KD)	16,1	Einstufige Belebtschlammanlage	100 % GW und PGW, Zellstoff; Füllstoffe/Pigmente; 62 %, SC-A, 38 % MWC (78 – 80 % ISO); CSB-Entfernung: keine Daten

Beispielfabriken (Datenquelle)	CSB [TOC] in kg/Tonne lutro und (mg/l)	BSB5 oder 7 in kg/Tonne lutro und (mg/l)	AFS GF/A in kg/Tonne lutro und (mg/l)	AOX in kg/Tonne lutro und (mg/l)	Tot-N in g/Tonne lutro und (mg/l)	Tot-P in g/Tonne lutro und (mg/l)	Volumen- strom in m ³ /Tonne lutro	Art der Behandlung	Bemerkungen
Sappi Kirkniemi mill (statistische Daten 2009)	1,4 (145)	0,06 (6)	0,6 (6)	KD	31 (3,5)	1,6 (0,2)	9,8	Belebtschlammanlage + chemische Stufe mit Flotation	GW und PGW 31 %, Zellstoff 21 %; Füllstoffe/Pigmente 39 %; CSB- Entfernung 89 %
SCA Ortviken, SCA Graphic Sundsvall AB (Befragung 2009)	4,1 (280)	0,15 (10)	0,29 (20)	0,002 (0,12)	85 (5,9)	4 (0,26)	14,6	Schwebebettreaktoren + einstufige Belebtschlammanlage	100 % TMP; geringe Mengen Zellstoff, Füllstoffe/Pigmente; Zeitungs- druckpapier (28 %), aufgebessertes Zeitungsdruckpapier (15 %), LWC (57 %); CSB-Entfernung: 91 %
CTMP-Fabriken (bei integrierter Produktion beziehen sich die spezifischen Emissionsfrachten nur auf den hergestellten Holzstoff)									
Rottneros AB, Rockhammars Bruk (schwedische Statistik 2007)	12 (KD)	KD	0,5 (KD)	KD	182 (KD)	2 (KD)	15	KD (Markt-CTMP)	KD
Waggeryd Cell AB (schwedische Statistik 2007)	13 (KD)	KD	0,9 (KD)	KD	117 (KD)	8 (KD)	9	KD (Markt-CTMP)	KD
Stora Enso, Fors Bruk (schwedische Statistik 2007)	15 (KD)	KD	0,9 (KD)	0,001 (KD)	133 (KD)	8 (KD)	27	KD (integrierte Produktion)	KD
Anmerkung: KD = Keine Daten.									
Quellen: [244, Pulp and Paper TWG 2007], [248, Hamm 2007], [138, PP TWG 2009], [TWG comments 2010], [Statistical data Swedish EPA 2008].									

Die Herstellung von Magazinpapier, das auf intensiv peroxidgebleichtem thermomechanischem Holzstoff mit einem niedrigen Sulfatzellstoffmischungsanteil basiert (z. B. einige LWC-Papierfabriken), wirkt sich auf die endgültige Einleitung organischer Stoffe (gemessen als CSB) für TMP auf. Die gesteigerte Nachfrage nach neuen aufgebesserten Papierprodukten mit hohem Weißgrad auf dem Markt wird zu einer höheren Lignin-basierten CSB-Fracht in die Abwasserbehandlungsanlage führen. Trotz sehr leistungsfähiger Abwasserbehandlungsanlagen, kann die CSB-Fracht nach der Behandlung in einigen Fällen 5 – 6 kg/t erreichen. Bei einem stark gebleichten Holzstoff (70 – 100 % Fasern im Papierendprodukt) können CSB-Werte bis zu 8 kg/t auftreten.

Medienübergreifende Auswirkungen

Bei der aeroben biologischen Abwasserbehandlung wird Energie verbraucht (z. B. für Belüfter und Pumpen) und Schlamm erzeugt, der normalerweise vor der Verwendung oder Entsorgung behandelt werden muss.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Dieser Prozess kann sowohl in neuen als auch in bestehenden Holzstoff- (und Papier-)fabriken eingesetzt werden.

Aerobe Abwasserbehandlungsanlagen sind seit vielen Jahren in allen Arten von Holzstoff- und Papierfabriken mit guten Ergebnissen im Einsatz.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Für eine neue integrierte Fabrik zur Herstellung von Holzstoff mit einer Produktion von 700 Tonnen luro/Tag sind für eine vollständig neue Belebtschlammanlage ungefähr Investitionen in Höhe von 10 - 12 Millionen Euro erforderlich. Diese Kosten beinhalten auch die notwendige Primärbehandlung und die Schlammbehandlung. Die entsprechenden Betriebskosten belaufen sich auf 0,9 – 1,2 Millionen Euro/Jahr.

In vorhandenen Fabriken sollten vor der Erbauung einer neuen Abwasserbehandlungsanlage vorzugsweise Maßnahmen zur Verringerung des Wasservolumenstroms ausgeführt werden, um die Investitionskosten zu senken.

Wichtiger Grund für die Einführung

Das Belebtschlammverfahren kommt vorzugsweise zum Einsatz, wenn hohe oder sehr hohe Reinigungsleistungen erforderlich sind.

Anlagenbeispiele

Weltweit zahlreiche Anlagen für alle Arten von Abwässern.

Referenzliteratur

[1, Finnish BAT Report 1997], [14, CEPI 1997], [131, SEPA report 1997].

5.4 ZUKUNFTSTECHNIKEN

5.4.1 Neue energieeffiziente Verfahren für TMP

Beschreibung

Da es einen starken Zusammenhang zwischen der aufgewendeten Energie und der erzielten Holzstoffqualität gibt, geht eine Verringerung des spezifischen Energieverbrauchs (SEC) bei der Herstellung von thermomechanischem Holzstoff (TMP) immer auch mit einem gewissen Qualitätsverlust des Holzstoffs beispielsweise in Bezug auf die Faserlänge, Reißfestigkeit und Zugfestigkeit einher. Daher kann beim Vergleichen energiesparender Gestaltungskonzepte die Festlegung des optimalen TMP-Verfahrens in Hinsicht auf Energieeinsparungen nicht ohne gleichzeitige Festlegung der Qualitätsanforderungen erfolgen.

Bei der Herstellung von TMP hängt der Energieverbrauch hauptsächlich davon ab, wie die Mahlkräfte auf das Holz und die Fasern wirken und wie das Holz und die Fasern auf diese Kräfte reagieren. Bei energiesparenden TMP-Verfahren werden eine erhöhte Mahlintensität, eine Vorbehandlung der Hackschnitzel, die Verwendung einer Nachmahlung als dritte Stufe, die Dünnstoffmahlung (Low-Consistency Refining – LCR), neue Plattenmuster und optimierte Prozessbedingungen genutzt. Nachfolgend werden einige Beispiele für energieeffiziente Entwicklungen bei der TMP-Herstellung angeführt:

a) Hochgeschwindigkeits- und Hochintensitätsmahlen für TMP

Ein Beispiel stellt der RTS-Refiner dar, der gewöhnlich bei bis zu 2 300 Umdrehungen pro Minute (U/Min.) und 5,5 bar Überdruck betrieben wird. Die erste RTS-Anlage wurde 1996 bei der Perlen Papier AG, Schweiz, eingeführt. Spezifische Energieeinsparungen im Bereich von 15 % sind bei akzeptabler Holzstoffqualität möglich. Anwendungsbeispiele sind Norske Skog Walsum (DE), Norske Skog Golbey (FR), Holmen Halstavik (SE), Iggesund Paperboard (UK), UPM-Kymmene Stracel (FR) und Norske Skog Follum (NO).

b) Hackschnitzelvorbehandlung

Andritz hat die Vorbehandlung mit dem RT-Pressafiner für die Behandlung von Hackschnitzeln vor der Hauptlinienmahlung entwickelt. Beim RT-TMP-Prozess werden die Hackschnitzel zum Beispiel zuerst in einer druckbeaufschlagten Hackschnitzelpresse, einem RT-Pressafiner, mazeriert, bevor sie den Hauptlinien-Refinern zugeführt werden. Die RT-Behandlung wird zum Beispiel bei Holmen Braviken, SE, vor der einstufigen DD-Mahlung und in Nordamerika in Kombination mit RTS-Twin-SD-Refinern verwendet. Die Verringerung des spezifischen Energieverbrauchs liegt bei circa 10 %, d. h. 100 – 180 kWh/t. TMP-Fabriken, die diese Hackschnitzelvorbehandlung anwenden, können ihre Abwasserlast verringern, indem sie eine Waschstufe (Pfpopschnecke) vor der Mahlung und Bleiche anwenden, wodurch der CSB-Gehalt und der Gehalt an Extraktstoffen (gemessen als DCM) im Holzstoff um circa 30 % gesenkt wird. Die geringe Menge an hochkonzentriertem Pressat kann einer spezifischen Abwasserbehandlung unterzogen werden.

Entwicklungsstand

Fast alle neu erbauten TMP-Linien sind energiesparend konzipiert. In einigen schwedischen und norwegischen Fabriken wird die Doppelscheibenmahlung (Double Disc – DD) angewendet. DD-Refiner verbrauchen 300 kWh/t weniger Energie als normale Einscheibenrefiner (Single Disc – SD), aber die Holzstoffeigenschaften ändern sich ebenfalls (Opazität, Festigkeit).

Umweltauswirkungen

Erfahrungen mit der großtechnischen Anwendung der Hochintensitäts- (Drehzahl) und Hochtemperaturmahlung haben ergeben, dass eine Verringerung des Energiebedarfs in einer Größenordnung von 15 % im Vergleich zu herkömmlichem TMP (z. B. RTS-Prozess) möglich ist, wenn die Produkthanforderungen eine andere Faserqualität zulassen. Bei einem anderen

energieeffizienten TMP-Prozess wurden Energieeinsparungen von 10 – 20 % (z. B. Thermopulp-Prozess) für eine bestimmte Qualitätsstufe berichtet.

Wirtschaftliche Betrachtungen

Keine Daten verfügbar. Die Energieeinsparungen müssen gegen die Investitionskosten aufgerechnet werden. Es ist zu erwarten, dass die neue Technologie aufgrund der Restlebensdauer der bestehenden Geräte und Anlagen nur schrittweise eingeführt wird.

Referenzliteratur

Papermaking Science and Technology, Buch 5, Mechanical Pulping, 2009, herausgegeben von Bruno Lönnberg, Kapitel 7, Thermomechanical Pulping, S. 214-221, Paperi ja Puu Oy.

Für die Hackschnitzelvorbereitung

'Review: reduction of energy consumption in refining through mechanical pretreatment of wood chips', Gorski, D., Engstrand, P., Hill, J., Johansson, L., International Mechanical Pulping Conference, Sundsvall (2009).

5.4.2 Neue energieeffiziente Verfahren für gebleichten CTMP

Beschreibung

Auch für die Herstellung von CTMP konzentriert sich die Hauptforschungsarbeit auf die Verringerung des Energieverbrauchs beim Mahlen. Für die Herstellung von herkömmlichem CTMP aus Espenholz mit 250 ml CSF sind noch immer 1 350 – 1 500 kWh/Tonne lutro erforderlich. Durch die Anwendung von Alkali vor dem ersten Refiner wird die angewendete spezifische Refining-Energie verringert und die Festigkeitseigenschaften werden entwickelt.

Anders als beim herkömmlichen CTMP-Prozess werden beim Prozess P-RC APMP (mild Preconditioning of the chips, Refiner Chemical Alkaline Peroxide Mechanical Pulping – milde Vorbehandlung der Hackschnitzel, chemisch-mechanische Refiner Holzstoffherstellung mit alkalischem Peroxid) vor dem Mahlen alkalische Peroxidlösungen angewendet, wodurch höhere Alkalifrachten vor dem Mahlen ermöglicht werden, was zu einer Verringerung der Mahlergie auf bis zu 1 050 – 1 200 kWh/Tonne lutro bei gleichem Mahlgrad führt. Außerdem entstehen durch die wirksame Hackschnitzelvorbereitung gut imprägnierte flexible Fasern, die mit Niedrigkonsistenz-Refinern in der zweiten Stufe und in der Spuckstoffmahlstufe bis zum gewünschten Mahlgrad gemahlen werden können, wodurch der spezifische Energieverbrauch um weitere 100 – 150 kWh/Tonne lutro gesenkt wird, ohne dass die Festigkeitseigenschaften beeinträchtigt werden.

Entwicklungsstand

Die meisten neuen Anlagen für gebleichten Hartholz-CTMP nutzen die Technologie P-RC APMP, was einen Beweis für ihr Energiesparpotential darstellt. Außerdem wurde die Dünnstoffmahlung mit den erwarteten Ergebnissen in der zweiten Stufe und in der Spuckstoffmahlstufe in großtechnischen Anlagen eingeführt.

Referenzliteratur

Enhancing fibre development at reduced energy consumption using TMP subprocesses and targeted chemical application – pilot and commercial scale results, Jan Hill, Marc Sabourin, Lars Johansson, Johann Aichinger – veröffentlicht bei IMPC 2009.

5.4.3 Verwendung von Enzymen beim Zerfasern von TMP

Beschreibung

Durch die Zugabe von Enzymen (z. B. Cellulase) zu den Hackschnitzeln zwischen dem ersten und zweiten Refiner können die Hemicellulose hydrolysiert und der Mahlgrad der inbbfasern verbessert werden. Dadurch kann die im zweiten Refiner benötigte Zeit verkürzt werden.

Entwicklungsstand

Bisher wurde diese Technik in mehreren Labortests und in einer Pilotanlage getestet. Außerdem wurden Kurzzeitversuche (1 – 2 Wochen) in der TMP-Linie der Fabrik UPM-Kymmene/Rauma ausgeführt.

Umweltauswirkungen

Der wesentliche Umweltnutzen, der durch die Anwendung der Technik entsteht, wäre die Verringerung des Stromverbrauchs im zweiten Refiner durch die kürzere Mahlzeit. Die bisher ausgeführten Versuche zeigen, dass Energieeinsparungen in den Spuckstoff-Refinern von bis zu 10 – 15 % möglich sein könnten.

In order to allow enough contact time (e.g. 2 hours) between the enzyme and the wood chips, it would be necessary to have facilities that provide the necessary retention time for the pulp flow between the primary and the secondary refiner.

Reference literature

[[211, Technical University of Denmark and Novozymes 2007](#)]

6 PROCESSING OF PAPER FOR RECYCLING

Recovered fibre has become an indispensable raw material for the paper manufacturing industry, accounting for more than 40 % of the total raw materials, because of the favourable price of recovered fibres in comparison to the corresponding grades of market pulp and because of the promotion of waste paper recycling by many European countries. In Europe the average utilisation rate of paper for recycling is around 50 % (i.e. the percentage of paper for recycling utilisation compared to the total paper production). The maintenance of the fibre cycle relies on the feed of a certain amount of primary fibres to ensure the strength and other properties of the paper to be produced.

6.1 Applied processes and techniques

The system for processing paper for recycling varies according to the paper grade and the type of furnish used. Generally, the processing of recycled fibres (RCF) can be divided into two main categories:

- processes using exclusively mechanical cleaning, i.e. without deinking, comprising products like Testliner, corrugating medium, uncoated board and cartonboard;
- processes using mechanical cleaning and deinking comprising products like newsprint, tissue, printing and copy paper, magazine papers (SC/LWC), coated board and cartonboard or market DIP.

All process systems aim at defibration, deflaking and the removal of impurities, i.e. efficient separation of fibrous material and impurities and contaminants. Recycled fibre plants consist of similar 'building blocks' designed for the specific task. These typical stages of recycled fibre processing are described below.

6.1.1 Sorting, handling and storage of paper for recycling

Sources and types of paper for recycling

Paper is recovered mainly from three sources: (i) process cuttings and other waste paper from industrial sources; (ii) commercial sources of packaging such as supermarkets, department stores, industrial plants or printed paper (unsold magazines and newspapers and printing paper from public and private offices); (iii) paper from households, and small businesses.

Used paper and board are collected for recycling by municipal or private organisations, and delivered to collection yards in most cases. Collection yards sort paper into grades and can be independent or located in the immediate vicinity of paper mills. Non-paper elements, such as plastics and paper and board detrimental to production, e.g. wet strength papers, are removed as much as possible before delivery to paper mills.

In order to facilitate its trade and effectively organise its collection, sorting, and use as feedstock in papermaking, the European paper industry published in 2000 a list of standard grades, the 'European List of Standard Grades of Recovered Paper and Board', later transformed into a European Standard [[28, CEN 643 2001](#)]. This list gives a general description of 57 standard grades for paper for recycling by defining qualitatively what paper type they mainly contain or do not contain, and to a limited extent the impurities allowed.

Paper for recycling traceability

In 2008, the paper for recycling chain introduced the European Recovered Paper Identification System to demonstrate and improve the traceability of paper for recycling throughout the supply chain. Many suppliers of paper for recycling have registered on the European Recovered Paper Identification website to get a unique identification code for their companies and their paper for recycling depots. The supplier code identifies paper for recycling with its supplier, who in turn knows his supplier and so forth. Full traceability is therefore ensured from the sources of paper for recycling to the pulpers of the paper mills.

Paper for recycling storage and on-site sorting

Paper for recycling is normally delivered to the paper mill either in the form of bales that are kept together by metal or plastic wires or straps, or as loose paper. The bales are opened by cutting the wires or straps which are collected and sold as metal waste or recovered plastics respectively. Paper for recycling is also delivered to many mills as loose material in large containers or by bulk dumping. The paper for recycling is stored in paper for recycling yards or in buildings that are integrated in the paper mill.

If paper for recycling is delivered to the paper mills as loose paper, manual sorting can be carried out at the mill. Besides an inclined conveyor and a speed-adjustable sorting belt that is usually

installed at a higher level, no further mechanical auxiliary equipment is necessary. Several persons work at this sorting belt to remove unusable materials manually which are thus converted into residues. These residues include non-paper components such as wood, metal, glass, plastic, and paper and board products that are detrimental to production. The workers throw these items into containers provided for this purpose below the sorting belt. The further use and disposal of these waste materials is the responsibility of the operator of the paper mill.

Better collection and sorting will lead to a better quality of paper for recycling. This will allow savings of energy, water and auxiliary materials as well as reduced waste generation during the processing of paper for recycling.

6.1.2 Major processes

Repulping of the dry paper for recycling

The paper for recycling is put into a pulper together with hot water, white water or process water, and pulped with mechanical and hydraulic agitation resulting in its disintegration into fibres. After repulping, the paper for recycling has a pulping consistency for subsequent treatment. For processes with deinking, such as newsprint, tissue, printing and copy paper, magazine paper, market DIP, some chemicals such as NaOH are added as pulping additives. Usually, the detachment of inks already begins in the repulping stage. Different technical solutions are available for various types of raw materials and products. There are three types of pulper: low consistency (LC: 4 – 6 % DS), high consistency (HC: 15 – 20 % DS) and drum pulpers. There are batch and continuous pulpers. Contaminants and clusters can be removed continuously during operation by a dirt trap (e.g. screen plate, ragger) and then sent to a reject conveyor, in order to prevent the contaminants from breaking into small pieces or accumulating in the pulper. There is an increasing use of secondary pulpers for further defibration, deflaking and cleaning from heavy-weight (HW) and light-weight (LW) dirt. The installations trade under different names but are based on similar functioning. Drum pulpers, which are the most common pulpers, are followed by a drum screening as a first cleaning step.

Normally, the water for disintegration is totally recirculated process water that comes from the paper machine (in many cases as white water), the stock preparation or the deinking loop.

Mechanical removal of impurities

The removal of mechanical impurities is based on the differences in physical properties between fibres and contaminants, such as size, and specific gravity compared to fibres and water. Basically there is screen-type equipment with different dimensions of screen opening (holes and slots) and optionally various types of hydrocyclones (high consistency cleaners, centrifugal cleaners, etc.).

The partially cleaned pulp slurry is pumped from the pulper to hydrocyclones (high density cleaners) in which centrifugal forces remove smaller heavy-weight particles. The heavy rejects of these cleaners and the pulper disposal system usually have to be disposed of by landfilling (high inorganic material content). Ragger and pulper rejects are often submitted to shredding before separation of metals. The organic material is often burnt in an incinerator to utilise the calorific value of the rejects.

The next process stage is screening to separate contraries, which are larger than the openings of the perforated baskets of the pressurised screens. The selection of screen type depends on the end product and the quality of the fibre furnish used. Coarse screening (3 – 4 % consistency) for the removal of coarse contaminants during stock preparation can be distinguished from fine screening (1 % consistency) in the approach flow of the paper machine. The applied devices function in a similar way but differ in the fineness of the separating optimum. Generally, screening at a lower consistency is more efficient, but it requires extended machinery installation and consumes more energy. The reject has to be disposed of or incinerated.

Depending on the furnish quality to be achieved, the stock preparation plant for processing paper for recycling has to be equipped with additional machines such as fractionators, dispersers or refiners. A fractionator separates the pulp into two fractions, making it possible to treat short and long fibres of the pulp slurry in different manners. The energy-intensive process of dispersing can be performed in order to disperse specks and to reduce visible dirty specks in size. It can also slightly improve the fibre-to-fibre bonding (better strength characteristics) in the paper produced. A stock preparation plant for the processing of paper for recycling can optionally be equipped with refiners to improve the optical and strength characteristics of the paper. Refining is associated with a substantial energy demand.

A possible arrangement of RCF processes with mechanical cleaning for the production of case-making materials (here: Testliner) is shown in Figure 6.1. It should be pointed out that, in practice, each plant is individually equipped with machines of one or several suppliers, depending on the grades of paper for recycling used, the demands of the final product quality, the runnability of the paper machine and on local conditions regarding environmental issues.

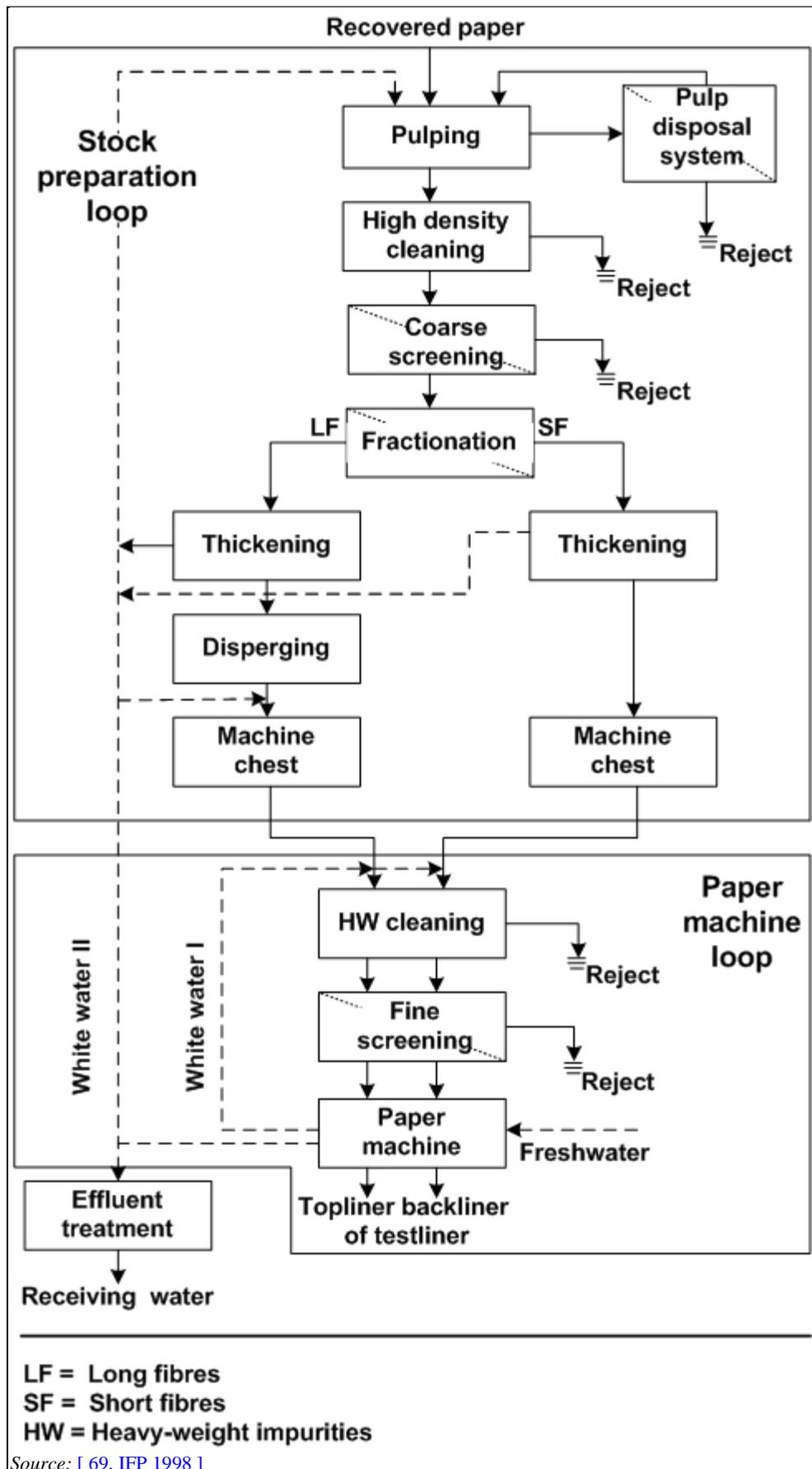


Figure 6.1: Flowsheet of an example stock preparation plant for processing paper for recycling for case-making material (two-ply Testliner)

The preparation of paper for recycling for the manufacturing of Testliner and corrugated medium is applied by about 150 mills in Europe. It is the first market in tonnage for paperboard in Europe

(case materials account for 26 % of the total paper and board production using a share of 86 % of recycled pulp as a European average).

Processes with flotation deinking (optional)

Ink removal is necessary in plants manufacturing paper grades where brightness is important, e.g. for newsprint, printing and writing paper, tissue or light topline of paper for recycling-based cartonboards. The main objectives of deinking are to increase brightness and cleanliness and to reduce stickies. It should be noted that the difference between deinked and non-deinked grades is in the process and not in the product itself. Also, in a few paper mills that manufacture white cartonboard, a deinking line for the production of the white layer is operated.

A complete deinking plant also includes the above-mentioned basic unit operations, repulping, screening and cleaning for the removal of coarse contaminants (non-paper items such as stones, sand, metal, string, glass, textiles, wood, plastic foils, and paper clips). In addition to mechanical cleaning of the furnish, a chemical pretreatment in the pulper and the removal of printing inks in flotation cells are carried out. A prerequisite for successful deinking is that the ink particles are released from the fibres and kept in dispersion. To support ink detachment and to keep the ink dispersed, NaOH and sodium silicate are added (in some cases, e.g. office paper or tissue, NaOH might not be added). Soaps or fatty acids are normally used as surfactants, making ink particles hydrophobic. Hydrogen peroxide and chelating agents are also sometimes added to the pulping sequence (usually there is no need for the use of chelating agents in the bleaching of paper for recycling). The dispersed ink particles are then separated from the fibre slurry by means of (multistage) flotation techniques. The operation principles of flotation deinking are the following: air is introduced to incoming pulp in fine bubbles; ink particles adhere to the ascending air bubbles due to surface charge; ink-laden froth is skimmed out from the surface. Depending on the cell size and construction, there may be several cells in series to achieve a proper dwell time for ink removal. In order to reduce fibre loss with deinking sludge, the foam from primary cells is often treated with secondary cells in cascade mode. Ink froth and rejects are dewatered separately on a gravity wire table followed by wire or screw pressing with up to 60 % DS. Deinking sludge is incinerated or prepared for other recovery routes.

After deinking, the pulp is thickened and sometimes washed using sieve belt presses, (disc) thickeners, screw presses, and washers. After these cleaning steps, the pulp may still contain small residual impurities, such as the remains of printing ink particles, wax and stickies, which originate from pressure sensitive adhesives (PSAs) for example. These impurities can be dispersed so finely with a disperser that the particles are invisible to the naked eye. Before dispersion, the DS content of the pulp has to be increased from around 5 – 12 % to 25 – 30 % because dispersion requires strong friction forces and higher temperatures. The dispersers themselves are a similar device to refiners as described in Section 5.1.3. After dispersion the stock is diluted again.

The order of the operation may vary from mill to mill and some of the steps may be repeated.

A deinking plant concept with flotation deinking for the preparation of RCF for newsprint is shown in Figure 6.3.

Processes with wash deinking and ash removal (optional)

Flotation deinking is efficient for particle sizes ranging from 10 to 250 μm . Ink particles which are smaller than the optimum range for flotation deinking can be removed by wash deinking which is basically multistage dewatering. Besides inks, fillers and fines are removed by washing. Coated papers are especially sensitive to impurities in the uncoated base paper and require very clean RCF pulps. Therefore, a modern deinking plant for preparation of paper for recycling to LWC paper often includes two flotation stages and may also include a wash deinking stage.

If ash removal is required, as for tissue paper or for market DIP for RCP tissue paper, the system always includes a washing stage as shown in Figure 6.4.

Bleaching (optional)

Before entering a storage tower, the pulp is often bleached by use of bleaching chemicals. Generally hydrogen peroxide (P), hydrosulphite (Y) or formamidine sulphinic acid (FAS) are used as bleaching agents. Oxidative bleaching with hydrogen peroxide may already be started in the pulping. Normally, the bleaching chemicals are added directly in the disperger to maintain or increase the brightness. The reaction itself takes place in a bleaching tower ensuring a sufficient dwell time. Any possible increase in brightness depends on the raw material and on the pretreatment of the stock. Hydrogen peroxide bleaching is carried out in the presence of NaOH, sodium silicate and sometimes chelating agents. For almost wood-free secondary fibre stock, 'unconventional' bleaching chemicals such as oxygen or ozone can be used. Finally, the pulp is pumped to the storage chests or mixing chests. These chests serve as a buffer between the stock preparation and the actual paper machine, to promote process continuity. In the mixing chests the required additives are added and the correct fibre consistency is adjusted for proper sheet-forming in the paper machine.

Process water purification

Water from the dewatering stages may be clarified in a micro-flotation unit. The process water is then reused in the process. The micro-flotation unit gives a sludge that is thickened together with other sludge, recovered for other uses or incinerated. In the case of wash deinking, the total water usage is reduced by recycling the wash water as well. In this case, suspended solids are removed from the washing filtrate by a separate flotation unit.

Final cleaning and dewatering

Different types of fine screens and cleaners remove residual contaminants before the highly diluted pulp slurry is fed to the paper machine.

Dewatering/thickening may be done by disc filters, wire presses and screw presses to achieve the pulp consistency needed as well as to keep the white water loops separated.

Reject and sludge handling

In the processing of paper for recycling, various types of rejects and sludge in varying quantities are collected and have to be handled. These are treated in the sludge and reject system. The highest possible fibre recovery also contributes to minimising the quantity of residues.

6.1.3 Examples of systems for processing paper for recycling

Various product characteristics require different cleanliness and brightness properties from the RCF pulps and the process concepts vary accordingly. For example, deinking is not required in many board grades. On the contrary, a very efficient multistage process is required for high-speed paper machines, thin paper or for grades where brightness is important. The degree of sophistication of the whole process depends on the furnish used and the paper grade to be manufactured. Therefore, it is not reasonable to describe 'one typical' system for processing paper for recycling.

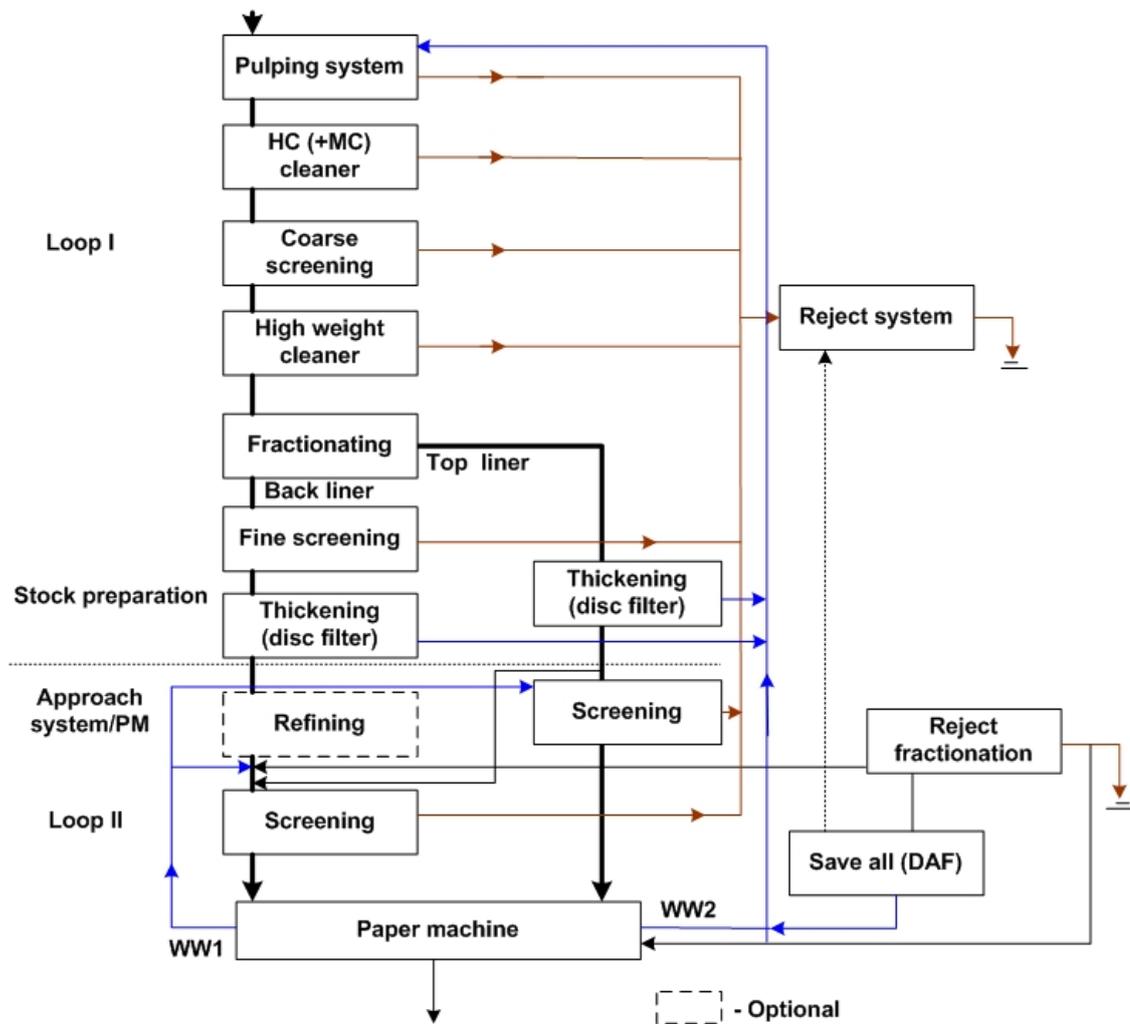
The main systems for processing paper for recycling that can be distinguished are discussed in more detail below:

- RCF stock preparation for packaging paper and paperboards (Testliner and corrugated medium);
- RCF stock preparation for newsprint and simple printing and writing papers;
- RCF stock preparation for LWC/SC papers and high-grade printing and writing paper;
- RCF stock preparation for tissue and market deinked pulp (DIP).

The systems for processing paper for recycling may differ from each other by using different types of furnish and they have different impacts on the environment with respect to energy and fresh water demand, effluents and residues.

6.1.3.1 Packaging paper and board

For the production of packaging paper or board from paper for recycling, i.e. Testliner and corrugated medium, only mechanical cleaning is applied, i.e. no deinking process is needed. For these paper grades, supermarket and mixed paper for recycling grades are commonly used. Figure 6.2 shows a system for the preparation of secondary fibre Testliner. For the preparation of Testliner stock, there are more complex two-loop systems (Figure 6.2) and lower cost single loop systems in operation. The two-loop system allows easier control of the process, resulting in improved paper machine efficiency, and operates with a screening stage at the approach flow purely as a safeguard measure (police function). During pulping, coarse rejects are separated and the flake (flock) size is pre-calibrated. The following multistage cleaning and screening system removes heavy particles (e.g. sand), flat disturbing components, stickies, fine sand and leads to deflaking of the stock with good optical homogeneity. For Testliner and fluting systems, some mills are operating with totally closed water loops. Other mills have reopened the closed water loops because of operational difficulties and odour problems. Closed water loops operate satisfactorily from the point of view of manageable plant conditions and good product quality if around 3 – 4 m³ of process water per tonne finished stock are treated in an integrated biological clarification plant (see Sections 6.3.4 and 2.9.14).



HL + MC = High + medium consistency
 WW1 = White water 1
 DAF = Dissolved air flotation
 PM = Paper machine

Figure 6.2: Example of an overall plant concept for Testliner (two-loop system)

The processing of paper for recycling tends to be similar for the different grades of packaging paper. High-grade folding boxboard usually requires more process equipment than Testliner; and Testliner manufacturing usually requires more than fluting.

6.1.3.2 Newsprint and simple writing and printing paper

The system shown in Figure 6.3 represents an example of a possible layout for the production of stock for newsprint. The raw material used for typical deinked pulp consists of a 50:50 mixture of newspapers and magazines. However, the ratio of old newsprint (ONP) and old magazines (OMG) in paper for recycling for deinking may vary depending on geographical location. For example, for Central Europe an OMG:ONP ratio of ~ 60:40 is common; in contrast, in Scandinavia and the UK an OMG:ONP ratio of 30:70 to 40:60 is typical.

The system shown in Figure 6.3 is characterised by a two-stage flotation step (pre-flotation in loop I and post-flotation in loop II) and a two-stage bleaching step combined with an intermediate dispersion. Oxidative bleaching (hydrogen peroxide) brightens the fibre stock and reduces the fibre mottling effect. For upgraded newsprint qualities with higher demands on brightness, a reductive stage with hydrosulphite and formamidine sulphinic acid (FAS) may follow thickening. For the production of graphic papers from paper for recycling, water loop design and water clarification are important. There are also other approaches to newsprint line process configurations. Figure 6.3 shows internal water loops only. Waste water is mainly purged with the removal of deinking sludge from flotation I and II which is dewatered in the sludge treatment together with the solids from cleaners and screening. The filtrate is sent to the biological treatment plant, which is not shown in the figure.

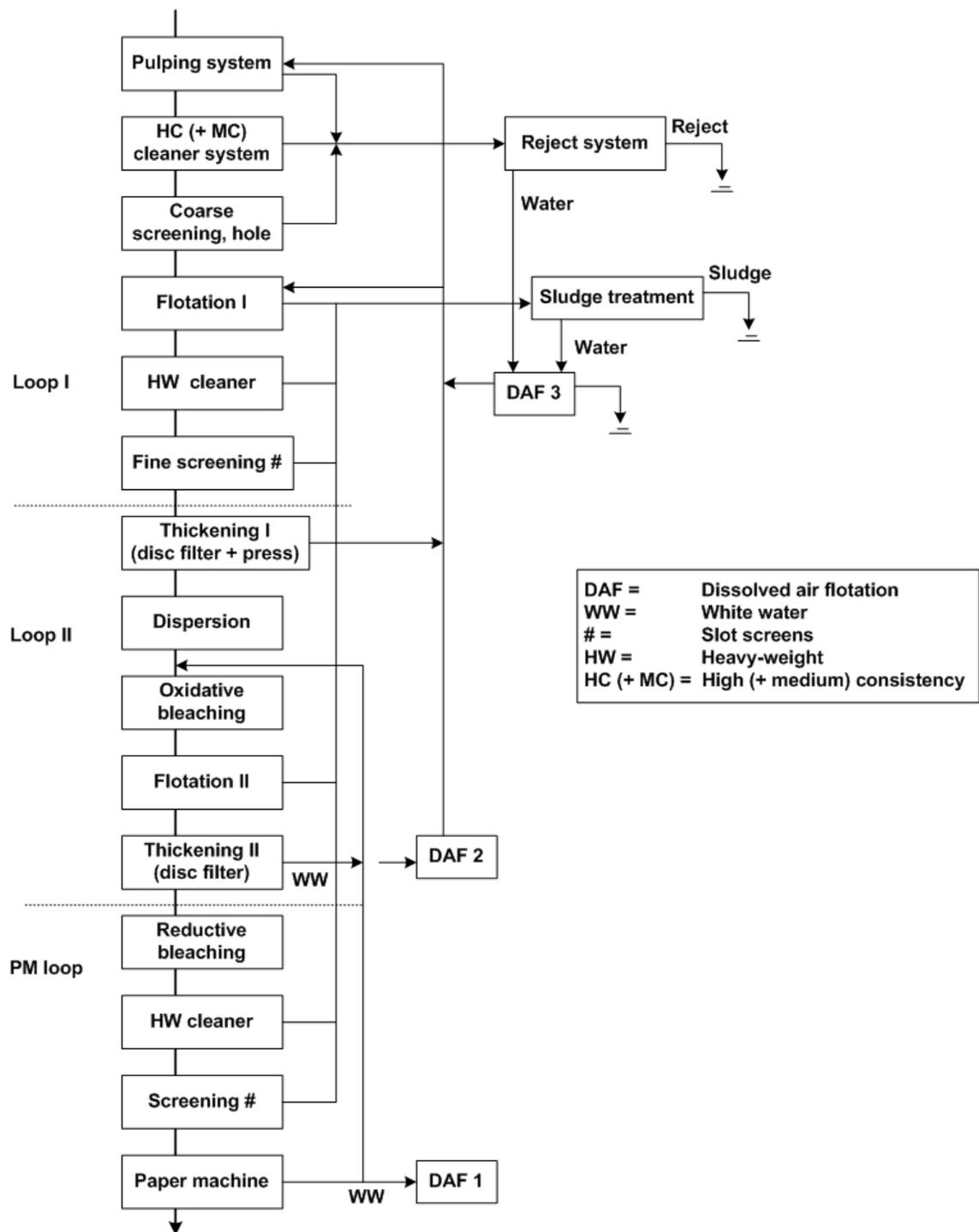


Figure 6.3: Example of an overall plant concept for (improved) newsprint, SC or LWC paper

A systematic separation of the individual water loops based on the counter-current principle is essential. Deinking lines can consist of various configurations and there can be two, three or in some cases four loops. In Figure 6.3, a two-loop system in the stock preparation system with a separate paper machine loop is shown. Internal clarification of the water circuits which are separated by thickening stages is carried out by dissolved air flotation (DAF) in order to control the loads of colloidal and anionic substances in process water and to maintain the fines and ashes at a controllable level in the process water loops. Sludge from the production line and from the flotation units is fed to sludge treatment. The coarse rejects separated in the production line are thickened in the reject system.

Upgraded newsprint is usually manufactured in two-loop systems achieving about 63 % ISO brightness (since reductive bleaching), low dirt counts (since post-flotation II), and a low amount of stickies (since additional slot screening). In contrast, standard newsprint can be produced in a one-loop system, i.e. without a post-flotation stage. As a consequence, the brightness is lower (approximately 58 % ISO), the amount of specks is higher and the ash content is higher as well. If paper for recycling grades that are difficult to deink are used, e.g. flexo printed papers, two-loop flotation and a bleaching stage may be required to reach higher brightness targets.

Recovered fibres are also used for lower grades of printing and writing paper manufacturing. These recycled grades normally contain wood and are intended for office use as copy paper or stationary products. As a process system for those paper grades, a similar flotation-based system to upgraded newsprint to that shown in Figure 6.3 can be utilised.

6.1.3.3 LWC/SC paper

When processing household paper for recycling into market DIP stock for higher grade graphic papers containing wood such as SC and LWC grades, exact requirements have to be met. This includes the need for a low level of disturbing components, high surface quality (i.e. free of shives and fibre bundles to ensure a smooth surface) and demanding optical requirements (e.g. brightness, cleanliness) of the finished product.

The furnish normally consists of a mixture of recovered newsprint and magazines, with a high amount of magazines. SC papers are printing papers produced on high-speed machines on a large scale. One of the main criteria for processing household paper for recycling (deinking furnish) into printing papers is constant quality. Therefore, the screening, cleaning and dispersing stages are very important. Because of the high optical requirements concerning brightness and cleanliness, a two-loop system with flotation in each of the loops and two-stage bleaching (HC tower bleaching plus reductive post-bleaching) is necessary. Optical brighteners are also used in these processes.

An overall plant concept could look similar to the one presented for improved newsprint as shown in Figure 6.3. In this stock preparation concept, the problem of disturbing components (colloidal contaminants, anionic waste) which may disturb the sensitive retention mechanism on the paper machine is solved by an appropriate water circuit/water clarification design in stock preparation. The system has clearly distinctive water loops, the first of which is normally alkaline and extends from the pulper to the thickening stage prior to dispersing. The second loop ends at the thickening stage prior to secondary bleaching. Thickening stages with strict water loop separation ensures the reduction of contaminants in process water. The separated loop concept is based on the principle that disturbing contaminants cannot travel through the whole process water system. The filtrates containing anionic trash and colloidal contaminants from thickening are clarified by micro-flotation based on the flocculation and precipitation principle.

The necessary surface characteristics can be achieved by an additional refining stage for reduction of the large, long TMP fibres occurring in household paper for recycling. Refining may improve the smoothness and printability of the paper. The refiner can be placed after the reductive bleaching stage in a similar concept to that shown in Figure 6.3.

If the ash content of the finished stock is permitted to exceed 8 – 10 %, there is no need for a washer. The use of a washer leads to relatively high losses. Therefore, for economic reasons it is preferably avoided.

6.1.3.4 Tissue paper

Tissue has to meet different requirements to other paper grades and as a result requires different properties. The principle requirements are:

- a) high absorbency and softness;
- b) free from odour;
- c) may need to respect 'food contact regulations' and 'cosmetics regulations';
- d) high levels of cleanliness and brightness.

Therefore the processing of paper for recycling of tissue can be different to other grades.

Absorbency and softness

In order to achieve high absorbency and softness, the fibres have to be free from ash and fines. The content of fines and ash of paper for recycling (grades 2.05 + 2.06) can be up to 35 – 45 %. These components have to be washed out. Consequently, the yield during processing paper for recycling goes down to 53 – 58 % (including losses due to coarse impurities) and a relatively high amount of waste has to be handled and treated in these mills. However, there are examples (e.g. Niederbipp mill, Switzerland) where all rejects, including sludge, are incinerated on site, generating steam for mill consumer points, resulting in a reduction of residues to ash which is used as an aggregate in the building industry (cement). Also, the reuse as fibre/filler material at other paper mills is carried out in a few mills. The direct impact of the ash content on the amount of solid waste generated during processing paper for recycling should be considered when comparing figures on the amount of solid waste. De-ashing requires careful design of the process and especially of the water loops. The loading of organics and solids in the water loops is proportional to the quality of the paper used for recycling.

Odour

To get odour-free tissue, the water of the paper machine loop has to be free of organic acids, sulphides and other odour-causing substances. The use of more fresh water in the paper machine loop may be required. This loop then flows counter-current to the fibre flow, i.e. towards the pulping system.

Food contact and cosmetics regulations

To meet the requirements for food contact and for cosmetics, high levels of cleanliness are required and there may be limits on the types of chemicals that can be used and on chemical residues left in the final product, especially those which may migrate onto food or skin.

Optical cleanliness and brightness

Maintaining high levels of cleanliness and brightness requires clean water in the later stages of the process. This may somewhat increase the fresh water consumption of the mill.

Figure 6.4 shows a simplified diagram of the preparation plant for paper for recycling. The main features of the system are the following: a high consistency pulper with a dumping system where coarse contaminants are held back by a perforated screen plate and immediately removed. The rejects are then post-treated in a perforated drum screen and finally thickened in a reject screw press. The accepted material is treated in high consistency cleaners followed by a low consistency screening and cleaner as a second stage removing mainly metallic trash such as paper clips and staples. The stock is further processed in multistage screening and cleaning systems. As in all stock preparation plants, for processing paper for recycling the basic principle in pulping, cleaning and screening is to ensure the early discharge of rejects and contaminants.

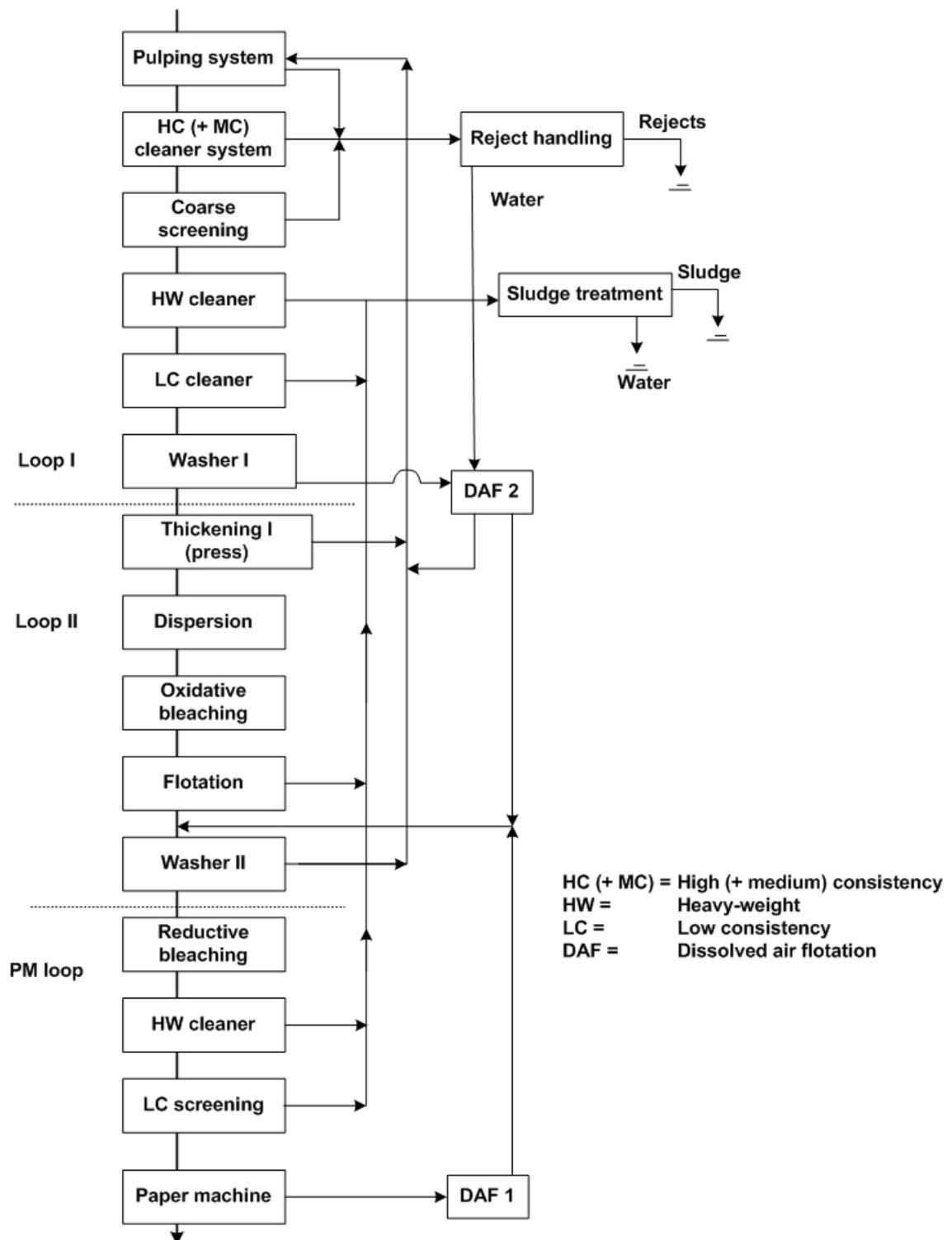


Figure 6.4: Example of an overall plant concept for a paper for recycling preparation plant for tissue paper

Washing is carried out at a low pulp consistency and it involves efficient use and recirculation of washing water. The circulating water has to be cleaned and the washing water ink and other solids have to be removed by dissolved air flotation or other efficient water cleaning techniques. Washer I serves for the removal of ash, fines and fine ink particles and is followed by a wire press for thickening the stock to about 30%. The washing filtrate is cleaned in the dissolved air flotation (DAF) unit with the addition of cationic flocculants. Ash and fines are removed and the water is returned to the system. The stock is heated by means of a heating screw and treated in a disperger that separates any ink still adhering to the fibres and simultaneously mixes in the bleaching additives (oxidative or reductive bleaching is applied here). The flotation stage removes the ink

particles separated by dispersing as well as dirt specks and stickies. Secondary bleaching may follow washer II and the stock is then sent either to the storage tower or a final screening and cleaning in the approach flow of the paper machine. The handling of rejects and sludge is a crucial point for RCF tissue mills because of the relatively high amount of sludge from different sources (paper for recycling preparation, DAF, tissue machine, biological waste water treatment plant) with an organic carbon content of around 50 %.

Additional information on tissue manufactured from virgin fibres can be found in Section 7.1.11.3.

6.2 Current consumption and emission levels of RCF-based paper mills

6.2.1 Overview of input/output for the production of RCF paper

An overview of raw material and energy input and the output of products, residues for further utilisation and major releases (emissions, waste, etc.) of RCF-based paper mills is presented in Figure 6.5. The presence of some of the substances depends mainly on the paper grade and paper properties to be achieved and the type of energy supply.

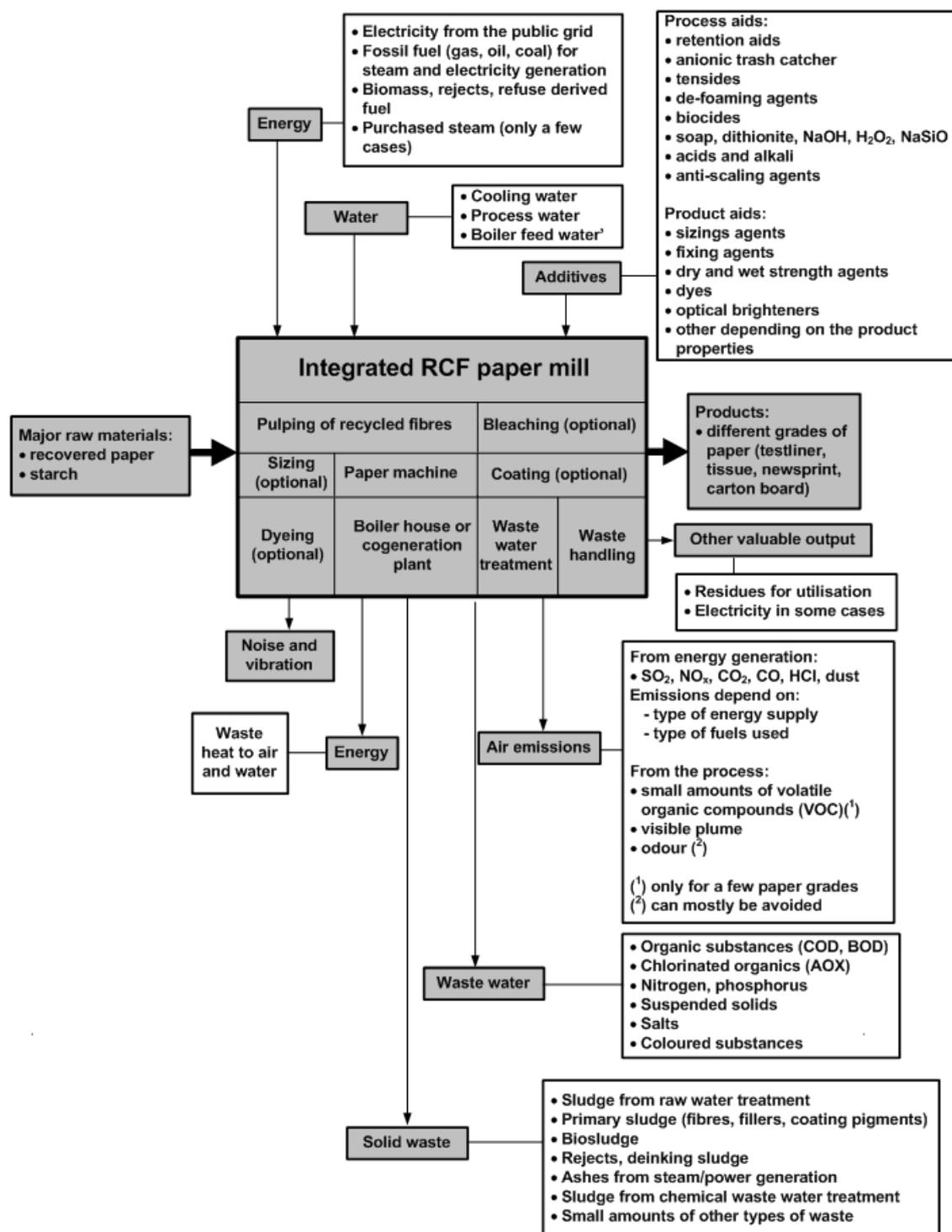


Figure 6.5: Mass stream overview of an integrated mill for processing paper for recycling

As shown in Figure 6.5, the raw materials for RCF-based paper production consist mainly of energy (electricity, fossil and other fuels), paper for recycling, water and some chemical additives. Large quantities of water are used as process water and cooling water. Various additives are applied during paper manufacturing as processing aids and to improve the product properties (paper auxiliaries). The environmental impact of processing paper for recycling basically comprises emissions to water, solid waste generation and atmospheric emissions that are mainly related to energy generation by combustion of fossil or other fuels in steam boilers or combined heat and power plants.

Paper manufacturing in RCF-based paper mills can be subdivided into three parts: stock preparation, approach flow/paper machine, and upgrading of manufactured paper. The stock preparation and the paper machine are closely connected with each other via the process water system (see Section 6.2.2.2).

Table 6.1 gives typical consumption and emission levels for stock preparation of different paper grades. Although the data are taken from real cases, they should be taken as examples only. Large differences in the composition of paper for recycling can be found in Europe, which have an impact on the stock preparation concept. The figures compiled in Table 6.1 refer exclusively to the stock preparation, i.e. the subsequent paper machine is not covered by the data. An exception is the water flows that always refer to the whole mill. This is because water flows between the stock preparation and the paper machine are normally so closely linked that it makes no sense to separate the flows.

Table 6.1: Consumption and emission levels for stock preparation of different paper grades

Consumption of raw material and emissions to water, waste	Packaging paper	Newsprint	LWC/SC paper	Tissue paper and market pulp
Main paper for recycling (depends on availability and price of paper for recycling and quality of the end product)	Mixed paper for recycling and boards, paper for recycling and packaging from stores and supermarkets	Deinkable paper for recycling (old newsprint and old magazines)	Deinkable paper for recycling (old newsprint and old magazines)	Deinkable paper for recycling (old newsprint + magazines); wood-free office paper for recycling
Energy consumption ⁽¹⁾ - Electricity - Thermal energy (e.g. steam)	150 – 250 kWh/t 0 MJ/t (if dispersing is applied heating is required)	300 – 420 kWh/t 450 – 900 MJ/t (=0.2 – 0.4 t _{steam} /t)	400 – 600 kWh/t 650 – 1 200 MJ/t (=0.3 – 0.5 t _{steam} /t)	400 – 500 kWh/t 650 – 1 100 MJ/t (=0.3 – 0.5 t _{steam} /t)
Chemicals ⁽²⁾ - Repulping - Flotation I - Flotation II - Bleaching - Flocculants used for internal clarification of process water and sludge treatment ⁽³⁾	Biocide – – – 0 kg/t (internal clarification in the paper machine loop (WW II))	0.5 – 1.0 % H ₂ O ₂ 0.5 – 1.0 % NaOH 1 – 2 % Na ₂ SiO ₃ 0.3 – 0.6 % soap 0.2 – 0.4 % soap (NaOH+fatty acids) 1 – 2 % H ₂ O ₂ 0.5 – 1.2 % NaOH 1 – 1.8 % Na ₂ SiO ₃ 0.4 – 1 % Dithionite up to 0.2 % NaOH Flocculation auxiliary agents: 0.5 – 1 kg/t	0.5 – 1.0 % H ₂ O ₂ 0.5 – 1.2 % NaOH 1 – 2 % Na ₂ SiO ₃ 0.3 – 0.6 % soap 0.2 – 0.4 % soap (NaOH+fatty acids) 1 – 2.5 % H ₂ O ₂ 0.5 – 1.5 % NaOH 1 – 2 % Na ₂ SiO ₃ 0.4 – 1 % Dithionite Up to 0.2 % NaOH Flocculation auxiliary agents: 1.6 – 2.6 kg/t Flocculants.: 1.5 – 2.5kg/t	0.0 – 1.0 % H ₂ O ₂ 0.3 – 0.6 % soap – 1 – 2 % H ₂ O ₂ 0.5 – 1.2 % NaOH 1 – 1.8 % Na ₂ SiO ₃ 0.4 – 1 % Dithionite up to 0.2 % NaOH Flocculation auxiliary agents: 1.8 – 2.8 kg/t
Water - Water flow ⁽⁴⁾ - Emissions before biological WWTP	0 – 30 m ³ /t _{paper} TSS ⁽⁵⁾ : usually below 200 mg/l COD: 27 – 36 kg/t (6 750 – 9 000 mg/l) AOX: <4 g/t (= 1 mg/l)	8 – 20 m ³ /t _{paper} TSS ⁽⁵⁾ : usually below 200 mg/l COD: 17 – 27 kg/t (1 700 – 2 700 mg/l) AOX: <10 g/t (= 1 mg/l)	8 – 30 m ³ /t _{paper} TSS ⁽⁵⁾ : usually below 200 mg/l COD: 17 – 27 kg/t (1 700 – 2 700 mg/l) AOX: <10 g/t (= 1 mg/l)	8 – 50 m ³ /t _{paper} TSS ⁽⁵⁾ : usually below 200 mg/l COD: 26 – 45 kg/t (2 600 – 4500 mg/l) AOX: <10 g/t (= 1 mg/l)
Waste - solid wastes (dry) ⁽⁶⁾ - organic content	50 – 100 kg/t _{paper} 70 – 80 %	15 – 25 % losses 170 – 190 kg/t _{paper} 35 – 45 %	20 – 35 % losses 450 – 550 kg/t _{paper} 20 – 40 %	500 – 600 kg/t _{paper} 40 – 50 %
<p>⁽¹⁾ An essential factor for variations in energy consumption is the use of a disperger which consumes 60 – 100 kWh/t. Furthermore, the losses should be considered: processes with higher losses require machines with higher capacities and higher specific energy. The number of process stages in stock preparation/machines also has an influence on variations. If high-quality graphic grades are manufactured, energy consumption might be higher compared to standard grades.</p> <p>⁽²⁾ All chemicals consumption is expressed as 100 % effective chemicals and not as commercial solutions containing various amounts of water except for Na₂SiO₃ which is expressed as a commercial solution. The ranges can be explained by differences in the quality of paper used for recycling, inks to be removed and product quality to be achieved.</p> <p>⁽³⁾ The use of flocculants depends mainly on the number of micro-flotation units for process water clarification and on the amount of sludge to be dewatered. Water flows from washers are high and need a relatively high amount of flocculants if they are to be treated.</p> <p>⁽⁴⁾ The data for water flow refer to the water used in the whole mill, i.e. stock preparation + paper machine. The water flow means outgoing water from biological treatment and excludes sealing water.</p> <p>⁽⁵⁾ Usually there is a micro-flotation unit installed before discharging the effluents to the waste water treatment. This results in a relief of the primary treatment or makes it possible to do without primary treatment. Without a micro-flotation unit, the TSS content depends on the facilities for dewatering of sludge and rejects.</p> <p>⁽⁶⁾ Including sludge from process water treatment (micro-flotation units).</p>				
<i>Source:</i> operational experiences provided by a supplier, 1998, and amendments based on comments from operators, 2010.				

Paper mills often manufacture paper products consisting of a mixture of different fibre types. Integrated RCF-based mills are often partially integrated, i.e. part of pulp is manufactured on site and the rest is purchased pulp. In Europe, nearly all RCF-based mills are integrated except two mills that produce market deinked pulp (Greenfield SAS, FR). A couple of integrated mills have excess processing capacity for paper for recycling for supplying market deinked pulp.

The raw material consumption and releases to the environment of processing paper for recycling are discussed one by one below.

6.2.2 Consumption and emission levels arising from individual process units

The following aspects associated with paper manufacturing based on recovered fibre processing are of concern:

- consumption of paper for recycling;
- water use;
- use of chemical additives;
- energy demand;
- waste water emissions;
- solid waste generation from stock preparation, process water clarification and waste water treatment;
- air emissions from energy generation;
- air emissions from sludge and residue incineration (optional);
- noise and vibration from paper machines (local);
- odour from vapours and from waste water treatment plants (local).

6.2.2.1 Consumption of paper for recycling

For the manufacturing of different types of papers such as 'brown' packaging papers or 'white' graphic papers, different amounts and qualities of secondary fibres are used. For instance, for the production of one tonne of paper, for case-making material (for corrugated medium) around 1 100 kg are used, for newsprint 1 200 – 1 350 kg are used, and for tissue and market DIP around 2 000 kg paper for recycling are used. According to the list of European standard qualities of paper for recycling [28, CEN 643 2001], paper for recycling is roughly classified into four groups, corresponding to ordinary, medium, high and kraft qualities which are further subclassified. Lower grade paper for recycling contains more impurities and must be cleaned more intensively to fulfil the product requirements compared to higher grade paper for recycling. Higher grades are mainly used for the processing of graphic papers or tissue whereas lower qualities of paper for recycling are commonly used as raw materials for the manufacturing of packaging paper. Since uniformity is important for pulp furnishes, the quantitative and qualitative variations of impurities and contaminants should be as small as possible. Thus, the collection and sorting methods are as important as the technical efforts to develop new processes for recovered fibre processing.

The percentage of impurities in paper for recycling has increased over the last decade because of the continuous increase in the recycling rate, the trend towards more multi-component packaging, easy to handle plastic packed advertising in magazines, and a combined collection of paper for recycling together with other waste fractions. The trend to use more fillers and pigments in paper production has generally caused higher calcium carbonate concentrations in the closed process water circuits of RCF mills, an undesired effect that in some cases needed to be controlled by decarbonisation techniques (see Section 6.3.5 on the removal of calcium from process waters). The increasing amount of impurities in paper for recycling will lead to increasing efforts in processing paper for recycling, such as cleaning and bleaching. It also results in increasing solid wastes at RCF paper mills.

6.2.2.2 Water use and waste water flow

Paper and board mills commonly use large quantities of water. On the other hand, in most RCF-based paper mills a large amount of water is reused and recirculated back into the processes and thus reduces the specific water volume used for paper manufacturing. In Europe, both groundwater and surface water are used in paper mills. Depending on the paper grade, the water is pretreated in order to fulfil the requirements set for process water. If necessary, iron, manganese

and sometimes algae and turbidity have to be removed by means of flocculation, complexation and/or filtration (see Section 2.4.1). Water has various functions in the paper industry: it is used as process water, cooling water and boiler feedwater (for further details see Section 7.1.3, water circuits and fibre recovery). As shown in Figure 6.6, process water is extensively recycled in the production process.

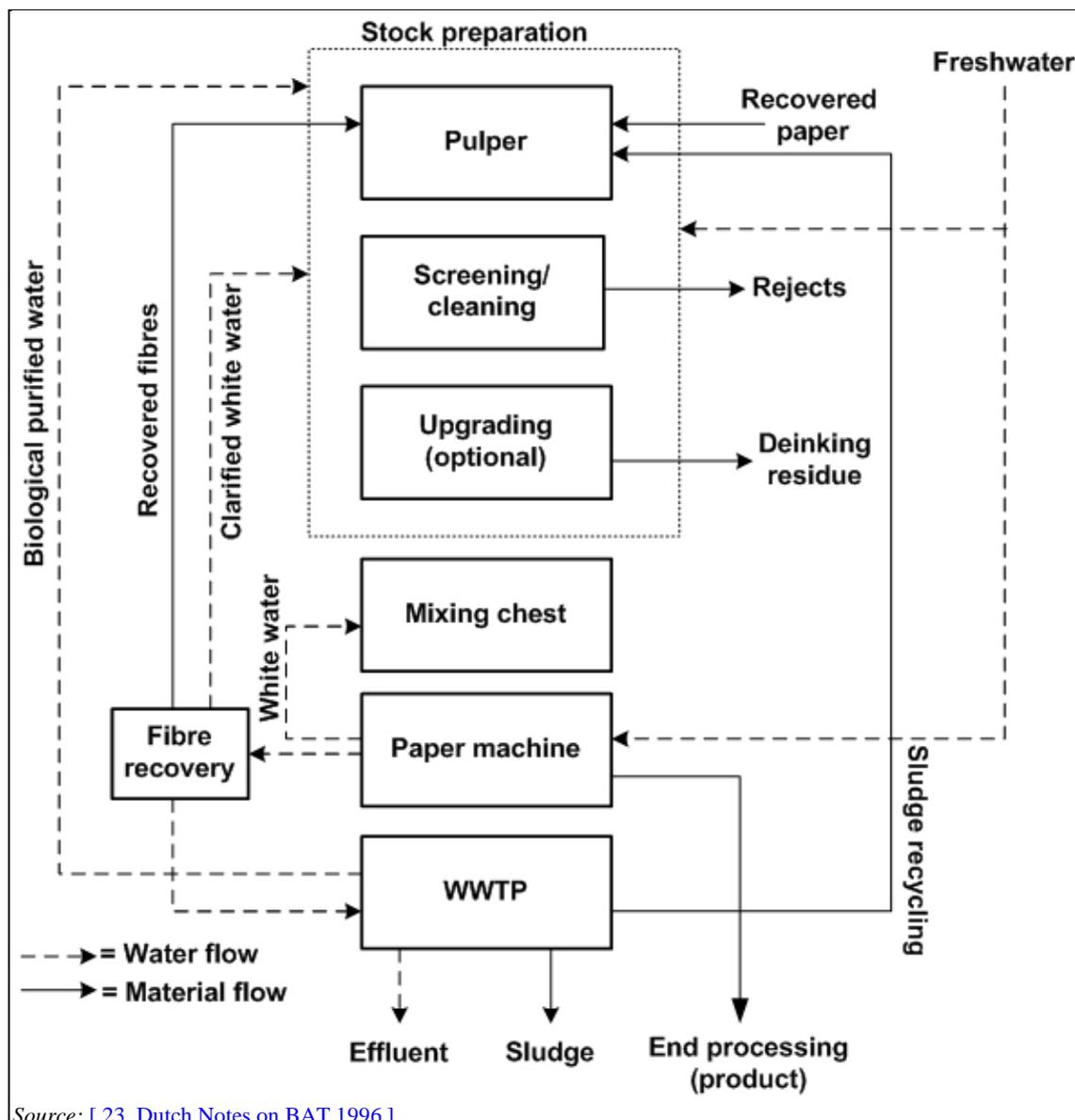


Figure 6.6: Basic flow chart of the paper and board production processing paper for recycling

All paper and board mills recycle drainage water from the wire section (white water). White water is recycled untreated as a diluent to the mixing chest (short circuit) or it is reused after clarification in the fibre recovery unit at specific locations in the process where higher water quality requirements are to be met. Excess flow from the fibre recovery unit of the stock preparation is discharged to keep the water balance and to purge unwanted substances that should not enter the approach flow of the paper machine. The possible rate of recycling depends on the quality requirements of production and on the quality of the treated process/waste water. In addition, the process design of the water circuits strongly influences the limit of water reuse without disadvantages for production and product quality. In Figure 6.7 and Figure 6.8 examples of stock water systems, water circuits and water balances for integrated RCF-based mills for brown and white paper grades are given.

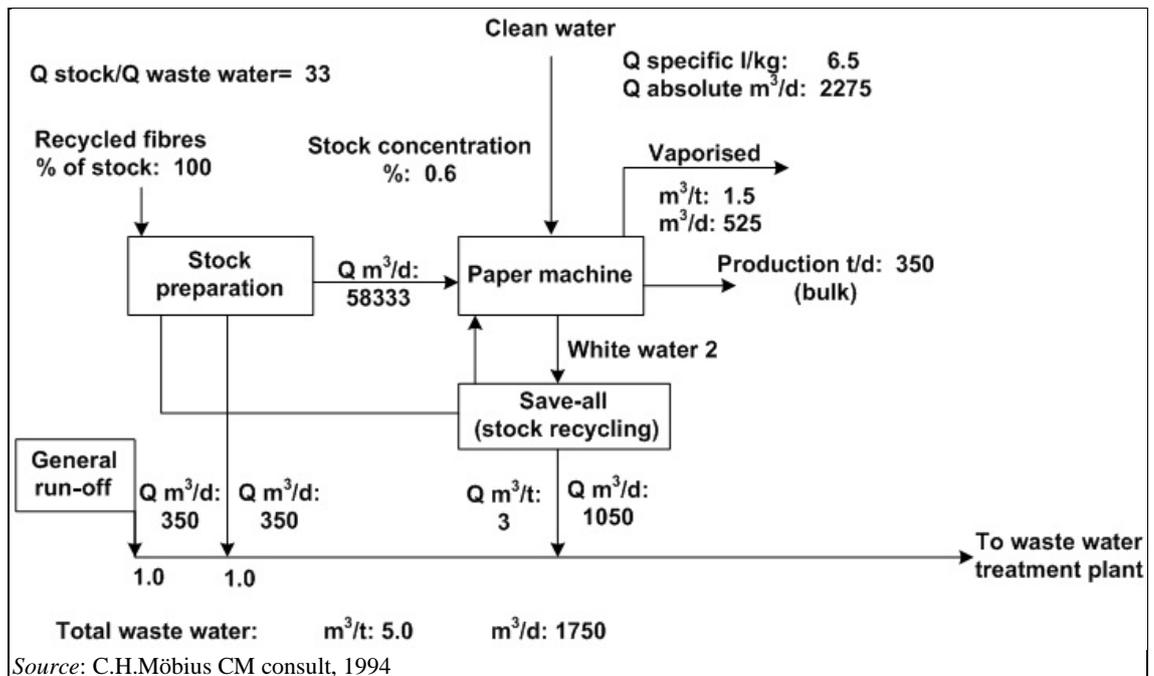


Figure 6.7: Example of water circuits for an integrated RCF mill for corrugated medium without deinking

The example for an almost closed circuit in the production of non-deinked paper from recovered fibres shows that fresh water is only used at the paper machine side (and minor quantities for the preparation of chemical additives and for boiler feedwater). The white water is recycled back to the stock preparation and used for slushing of the paper for recycling and different steps of mechanical cleaning of the pulp. A partial stream is discharged to the waste water treatment plant. About 1.5 m³/t of paper is vaporised in the dryer section of the paper machine. In the example in Figure 6.7, the water is used 33 times in the process before being discharged.

In Figure 6.8, an example of an almost closed water circuit in integrated production of paper with a high content of market deinked pulp (DIP) is shown.

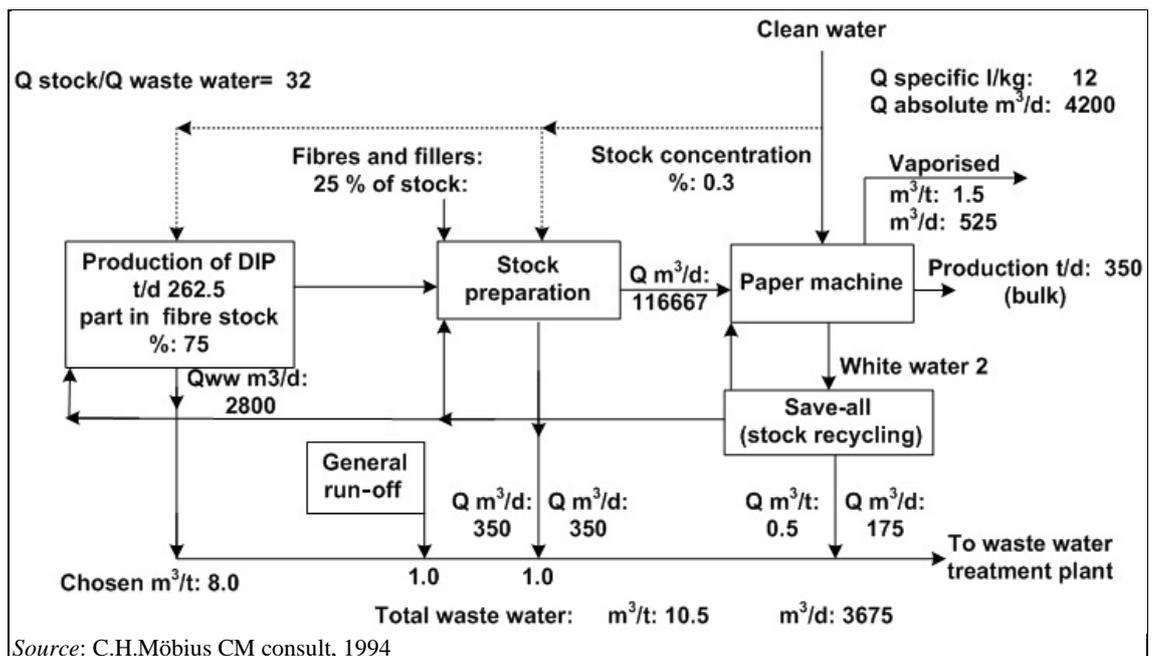


Figure 6.8: Example of an optimised stock-water system for the integrated production of deinked pulp

Process water flows counter-current to the materials flow, i.e. white water is recycled to the deinking plant and the stock preparation. Excess flows from different parts of the mill are discharged in order to protect the approach flow of the paper machine, where higher water quality is required, from disturbing substances and to balance the amount of water used in the system. At the paper machine, clean water is used to ensure the high water quality requirements at this part of the paper manufacturing process. The ratio between the fibre suspension fed to the paper machine and the discharged waste water is 32:1, i.e. water is used 32 times within the circuit. To avoid any drawbacks related to water reuse, the whole fibre-water-additive system of the mill has to be analysed and optimised. In some mills (partial) removal of impurities inside the process to a desired level is applied in order to fulfil the process water quality requirements set for a specific paper grade or process unit.

Table 6.2 summarises the specific water use of different mills processing paper for recycling.

Table 6.2: Water use in RCF-based paper and board production

Product type	Specific water use (m ³ /t) ⁽¹⁾
Coated and uncoated folding boxboard	5 – 30
Corrugated medium and packaging paper	1.5 – 35
Newsprint	9 – 20
Tissue	9.5 – 50
Writing and printing paper	9.5 – 55
⁽¹⁾ About 1.5 m ³ water per tonne of paper is vaporised in the dryer section of the paper machine, i.e. it does not appear as waste water. <i>Source:</i> EIPPCB questionnaires filled in by operators of pulp and paper mills (reference years: 2006 and 2008)	

Figure 6.9 shows the specific waste water flow of mills processing paper for recycling **without** deinking. Of the mills that took part in the survey, most paper mills that manufacture mainly case-making materials discharge less than 10 m³/t; many mills (11 mills) discharge even less than 5 m³/t. Only a few have waste water flows of >10 m³/t. In this group of mills, some paper mills also operate with a totally closed water system and zero effluent (approximately 10 mills) but did not however fill in the questionnaire and are therefore not shown in the figure.

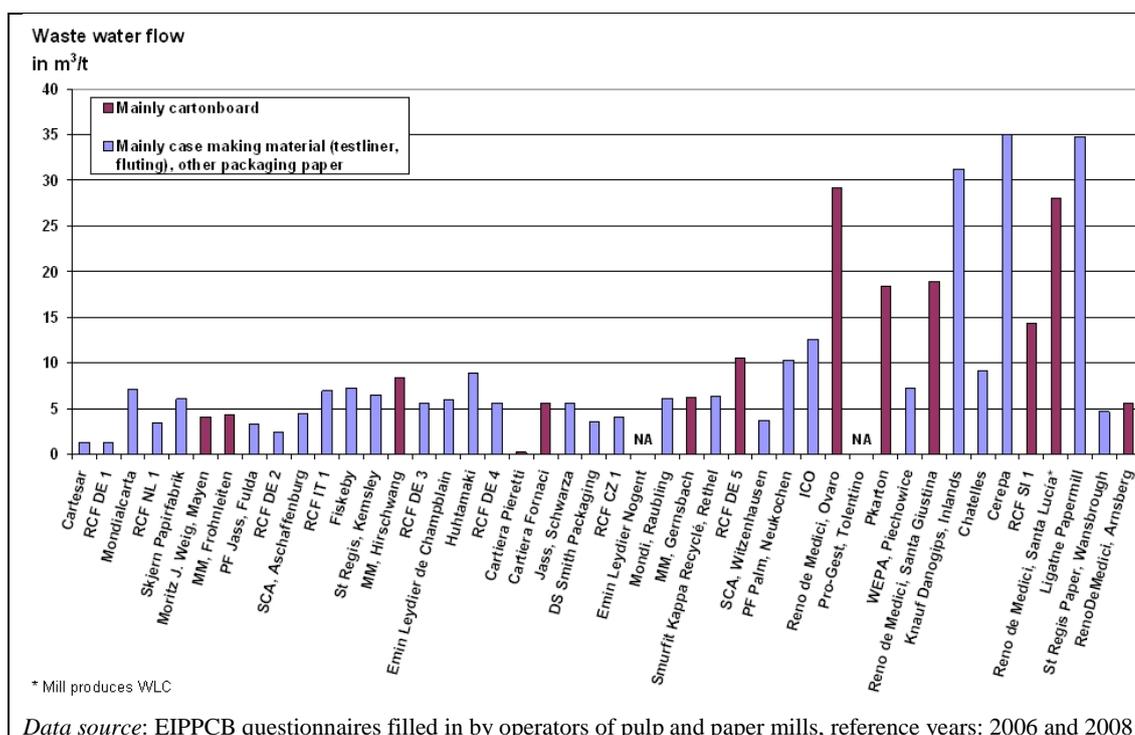


Figure 6.9: Specific waste water flow of European RCF paper mills without deinking

The producers of non-deinked cartonboard discharge mostly between 4 m³/t and 10 m³/t (with five exceptions).

Figure 6.10 shows the specific waste water flow of a large number of mills processing paper for recycling **with** deinking. The lowest reported waste water flow of mills using 100% RCF is 8 m³/t, both for graphic paper and tissue.

The majority of RCF-based graphic paper producers discharge less than 15 m³/t, with only a few mills reporting higher and significantly higher discharge flows (three mills). Only one mill has a waste water flow of >25 m³/t.

Of RCF-based tissue producers, the majority of the reporting mills reported flows below 25 m³/t (only three exceptions), 50 m³/t being the highest reported waste water flow (indirect discharger). Regarding the specific waste water volume, a distinction must be made between graphic RCF-processing mills and RCF-processing mills manufacturing tissue. With some exceptions, in tissue production the specific waste water amount is slightly higher than in manufacturing RCF-based graphic paper (mainly because of lower basic weights of paper produced – down to 12 g/m² –, higher cleanliness of the product, more frequent changes of grade or colours, and the often lower speeds of the paper machines).

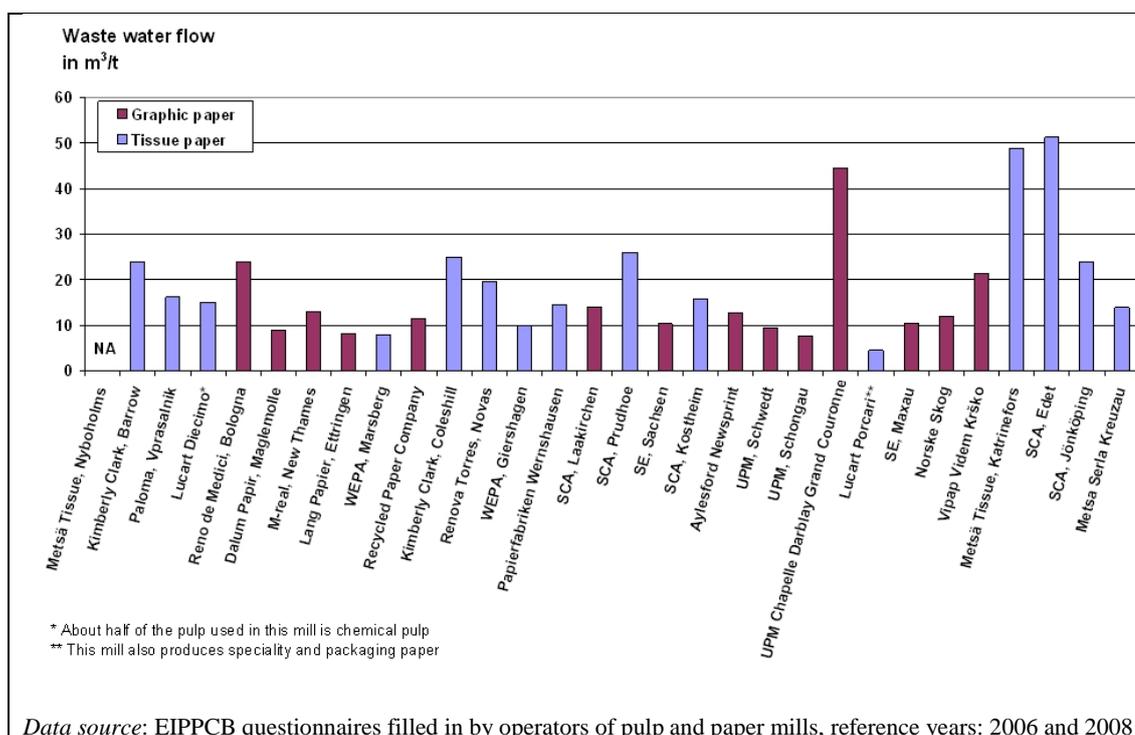


Figure 6.10: Specific waste water flow of European RCF paper mills with deinking

6.2.2.3 Use of chemical additives

To improve the product properties, various chemical additives are applied in the paper and board industry. The amount and types of additives vary with the paper grade and the installed equipment. The chemical additives applied by the paper industry can be classified into product aids which are applied to optimise the specific properties of the paper according to the customer's requirements and process aids. The latter facilitate the operation of paper processing in order to enhance the runnability of the process. For further details on the use of chemical additives and examples of the main additives and their application, the reader is referred to Section 2.3.2 on the storage and handlings of chemicals and Section 7.2.2.3 on the use of chemicals.

Substances used for deinking are shown in Table 6.3. Deinking chemicals have little retention to cellulose and can be expected to be present in the deinking sludge.

Table 6.3: Typical chemical doses in the deinking process including bleaching

Chemical additives	Use (kg/t of deinked stock)
Sodium hydroxide	2 – 10
Sodium silicate	12 – 25
Soap	3 – 8
Talc	0 – 15
Hydrogen peroxide	5 – 25
Chelating agent (DTPA) ⁽¹⁾	0 – 3
Sodium dithionite	6 – 10
Sulphuric acid	8 – 10
Bentonite ⁽²⁾	0 – 4
Enzymes	NA

(¹) Usually there is no need for the use of chelating agents in processing paper for recycling/bleaching unless there are excessive concentrations of Fe and Mn ions.
(²) May be used for sticky-fighting, pitch control, additives in water circuit treatment (flotation) or as a retention aid.

Source: [1, Finnish BAT Report 1997], [comments from Stora Enso, 2010].

Chemical additives are often not completely used up during the process or not completely retained on the paper sheets especially as far as process aids are concerned. A certain amount is discharged via waste water. Excess additives also leave the system via rejects and sludge (refer to Figure 2.8). Some of these additives can have a negative influence on the practical functioning of the waste water treatment plant and/or the quality of the receiving water if they are not degraded or eliminated in the waste water treatment plant. In some Member States, water quality authorities require insight into the quantities and nature of the applied additives. In the Netherlands, for example, companies have to submit relevant information on the nature and composition of the chemical additives. This information is then used in an assessment methodology [121, RIZA 1997] which determines the impact of additives on the aquatic environment. Additives may only be applied if they have passed the assessment methodology with a positive score or are retained by a suitable technique.

6.2.2.4 Energy demand

RCF paper and board mills require substantial amounts of steam for the heating of water, pulp, air and chemical additives to the required process temperature and above all for drying the paper. Besides, large quantities of electricity are required for driving the machinery, pumping, vacuum, ventilation and waste water treatment. In paper mills, energy is usually the main factor in operating costs. Because the secondary fibres have already passed through stock preparation equipment when the original paper was made, RCF pulping requires comparatively less total energy for processing than is needed for chemical and especially for mechanical pulping.

In RCF paper mills, steam is normally produced on site by each company. Electricity can also be purchased from the public grid. Paper mills commonly have a need for both steam and electricity which favours running combined heat and power plants (CHP) (see Section 2.6.1.2.2). The CHP plants of paper mills sometimes produce more electricity than is actually needed for the production process. This excess electricity may be supplied to the public grid.

In Table 6.4 some detailed figures on energy consumption required for the stock preparation of paper for recycling used for tissue and newsprint are compiled. The figures include the stock preparation only and not the paper machine. For the latter, the reader is referred to Section 7.2.2.4 on energy demand. All data are related to equipment from the year 1998 and stock preparation concepts designed for high-quality systems. The values stand for existing examples of stock preparation concepts (*Source*: Valmet, today Metso). Normally, the process concepts chosen vary from mill to mill to a certain extent. However, the major building blocks of the systems are required by every RCF-processing mill. Hence they can give an indication of the range of energy demand that can be expected for these types of RCF paper mills. Further reported data can be found in Table 6.4 which gives wider ranges for the power consumption of newsprint and tissue.

Table 6.4: Existing examples of the energy consumption in the production of tissue and newsprint from paper for recycling

Technical parameters	Tissue DIP line (200 t/d)	Newsprint DIP line (1 000/d)
Raw material	Old magazines/mixed office waste	Old newsprint/old magazines
Yield (amount of paper product divided by the raw material input)	55 – 60 %	80 %
Total specific power (estimated)	230 kWh/t of DIP ⁽¹⁾ Another mill reported 380 kWh/t for the tissue DIP line	300 kWh/t of DIP ⁽²⁾
Total specific low-pressure steam	0.3 t steam/t of DIP	0.3 t steam/t of DIP
Specific energy demand for major unit processes		
Feed conveyor	1 kWh/t of DIP	0.4 kWh/t
High consistency pulping ⁽¹⁾	39 kWh/t of DIP (CHD pulping including coarse screening)	16 kWh/t (drum pulper)
Coarse screening	Not required	18.5 kWh/t
MC Cleaner	Pumping energy	Pumping energy
Sand removal (cleaner)	Pumping energy	Pumping energy
Fine screening	17 kWh/t of DIP	22 kWh/t
Flotation I	18 kWh/t of DIP	33 kWh/t
Washer I	8 kWh/t of DIP	No washing
Disc filter (thickening)	Not required	1 kWh/t
Dispersion (including thickener)	55 kWh/t of DIP ⁽²⁾	67 kWh/t ⁽²⁾
Dissolved air flotation	No data (difficult to calculate in kWh/t DIP)	No data (difficult to calculate in kWh/t DIP)
Flotation II	5 kWh/t of DIP	19 kWh/t
Washer II	10 kWh/t of DIP	No washing
Sludge press	No data (not main equipment)	No data (not main equipment)
All pumps	Not included ⁽³⁾	91 kWh/t ⁽⁴⁾
NB: Normally the values are presented as installed KW. When specific energy consumption is derived from these figures, an approximation to the real situation has to be made. ⁽¹⁾ CHD pulping = Continuous high density pulping. In many mills, standard batch HD which has a higher energy demand is applied. ⁽²⁾ These values represent figures rather below average. For the best qualities, a consumption of up to 70 – 80 kWh/t is not uncommon in some mills. Normally for thickening and dispersion, an electricity demand between 85 – 90 kWh/t is reported (see figures further below). ⁽³⁾ For the tissue stock preparation equipment, no pumps and agitators are included. ⁽⁴⁾ Apart from the pumps for the flotation system, all pumps and agitators are included.		

The energy consumption depends on the raw materials used, the stock preparation layout, the installed equipment, and the product properties to be achieved (for other, more typical examples, the reader is referred to Table 6.1 and below in this section).

When figures on energy consumption are compared, the aspects listed below should be kept in mind (see also Section 2.5.1).

- The yield of the process varies mainly according to the raw materials used and the final product to be manufactured.
- The country and the area where paper for recycling is collected significantly affect the raw material quality.
- Because of lower quality paper for recycling some mills may have to make additional efforts in the stock preparation.
- Usually, when energy consumption data are presented, only the main equipment is included, i.e. pumps and agitators are not always part of the system considered. These process components are nevertheless relevant in terms of the electricity demand.
- The contribution of pumps and agitators to the total installed power may vary from 20 % to 30%. From the energy point of view, process concepts that decrease the amount of

pumps are therefore counterproductive. In the example for RCF newsprint in Table 6.4, the share of pumps in the total energy demand is 30 %.

- Peripheral subsystems for water, sludge and rejects such as DAF, reject screw presses, or sludge presses are also not included because they are not considered main equipment. Their energy demand has to be added to the figures.
- There is a difference between installed power (main equipment) and the average power that is actually used. As a rule of thumb, the true consumed power is 70 – 75 % of the installed power. This ratio varies according to the process stage and equipment supplier.
- Converting into the finished product is often integrated with tissue production. Many tissue mills therefore include the energy consumption of converting as part of their total energy consumption.

For further detailed figures on the specific energy demand of unit processes in the stock preparation plant for the processing of paper for recycling without deinking (two-ply Testliner), the reader is referred to Section 6.3.10.3 on the upgrading of stock preparation plants.

In Table 6.5 and Table 6.6 for a newsprint mill based on 100 % recycled fibres, values are given for the specific energy consumption (SEC) and the energy balance. The energy consumption is divided into heat and electrical power. The example refers to a Swedish mill with a production capacity of 500 000 t/yr newsprint.

Table 6.5: Specific energy consumption in an integrated Swedish mill with a production capacity of 500 000 t/yr of newsprint from deinked pulp (in 1995)

Process unit	Process heat (MJ/ADt)	Electrical power (kWh/ADt)
Pulp mill		
Deinking	200	175
Washing and screening	0	50
Bleaching	0	75
Total pulp mill	200	300
Stock preparation	0	235
Paper machine	5 300	350
Total paper mill	5 300	585
Effluent treatment	0	32
Total pulp and paper mill	5 500	917

Source: [130, SEPA report 1997]

In Table 6.6, figures for the energy balance for the same mill are presented.

Table 6.6: Energy balances of two integrated RCF newsprint mills with a production capacity of 500 000 t/yr and 250 000 t/yr

Department	Heat (MJ/ADt)	Electric power (kWh/ADt)
Pulp mill		
Turbine generator	0	0
External supply	+ 200	+ 332
Consumption	- 200	- 300
Effluent treatment	0	- 32
Excess energy from pulp mill	0	0
Paper mill		
Consumption	- 5 300	- 585
External supply	+ 5 300	+ 585
Total external supply	5 500	917

Source: [130, SEPA report 1997]

Achieved specific energy consumption data for whole RCF mills from questionnaires filled in by operators of German RCF mills are given in Table 6.7 and Table 6.8. The data refer to the whole mill, i.e. they include processing paper for recycling, the paper machine and supporting activities such as raw and waste water treatment. For these mills, it is not specified which energy-saving measures they have implemented. When interpreting these data, the reader should especially consider the aspects discussed in Section 2.5. Besides the applied measures for energy savings, the energy consumption also depends on the fibre furnish used and the products and product qualities manufactured, which make it more difficult to interpret specific energy consumption values for whole RCF paper mills.

Table 6.7: Specific energy consumption data for German RCF paper mills without deinking (reference year: 2006)

Paper grade manufactured	Process heat (kWh/t) ⁽¹⁾	Electrical power (kWh/t)	Total energy (kWh/t)	Fibre supply
Folding boxboard	1 447	420	1 867	100 % RCF
Folding boxboard	1 492	468	1 960	85 % RCF, 10 % mechanical pulp, 5 % purchased chemical pulp
Folding boxboard	1 535	490	2 025	94 % RCF, 4 % mechanical pulp, 2 % purchased chemical pulp
Corrugated medium, Testliner, cardboard	1 223	372	1 595	100 % RCF
Corrugated medium, Board	1 667 2 676	366 660	2 033 3 336	98 % RCF, 2 % purchased chemical pulp
Folding boxboard	1 140	545	1 685	100 % RCF
Testliner	1 414	355	1 769	100 % RCF
Corrugated medium	1 214	461	1 675	100 % RCF
Testliner, corrugated medium	1 758	500	2 258	100 % RCF
Testliner, corrugated medium	1 184	432	1 616	100 % RCF
Testliner, corrugated medium	1 566	399	1 965	100 % RCF

⁽¹⁾ Heat consumption figures exclude heat for electricity production. To convert from (kWh) into (MJ) multiply (kWh) by 3.6.
Source: [248, Hamm 2007]

Table 6.8: Specific energy consumption data for German RCF paper mills with deinking (reference year: 2006; reference year for mainly newsprint row: 2011)

Paper grade manufactured	Process heat (kWh/t) ⁽²⁾	Electrical power (kWh/t)	Total energy (kWh/t)	Fibre supply
Newsprint, SC paper	1 146	927	2 073	100 % RCF
Mainly newsprint	1232	959	2191	100 % RCF
Newsprint	1 113	1 285	2 398 ⁽¹⁾	85 % RCF, 15 % GW
Newsprint, SC paper	1 400	1 430	2 830 ⁽¹⁾	52 % RCF, 42 RMP, 6 % purchased chemical pulp
Tissue	1 600	1 000	2 600	75 % RCF, 25 % purchased chemical pulp
Tissue	2 793	1 377	4 170	Unknown share of RCF and purchased chemical pulp
Tissue	1 942	758	2 700	Unknown share of RCF and purchased chemical pulp
Tissue	2 589	1 158	3 747	Unknown share of RCF and purchased chemical pulp

⁽¹⁾ For RCF paper mills it should be noted that the specific energy consumption is directly proportional to the share and type of mechanical pulp in the furnish. Power consumption for RMP (refiner mechanical pulp) and GW (groundwood) is significantly higher than for RCF processing.

⁽²⁾ Heat consumption figures exclude heat for electricity production. To convert from (kWh) into (MJ) multiply (kWh) by 3.6.

Source: [248, Hamm 2007]

In principle, energy consumption in recovered fibre processing depends to a large extent on the design, type and amount of process steps involved to achieve a certain product quality. The increase of brightness and the decrease of specks in particular are linked to increasing energy input. For example, whereas standard deinked stock for newsprint consumes about 300 – 350 kWh/t electrical energy, high-grade deinked pulp with higher ISO brightness requires 400 – 500 kWh/t. This significantly increased energy demand is caused by a new peroxide bleaching step with a disperger and an additional secondary flotation for the manufacturing of upgraded newsprint instead of standard grades.

Figure 6.11 shows the contribution of the major process units to the specific energy consumption of a newsprint mill for the processing of paper for recycling. Flotation includes two stages, screening includes prescreening and secondary screening, 'others' includes ventilation, the dryer for a part of the DIP stock, water clarification systems, etc., water system does not include water clarification. Bleaching is conducted in a disperger.

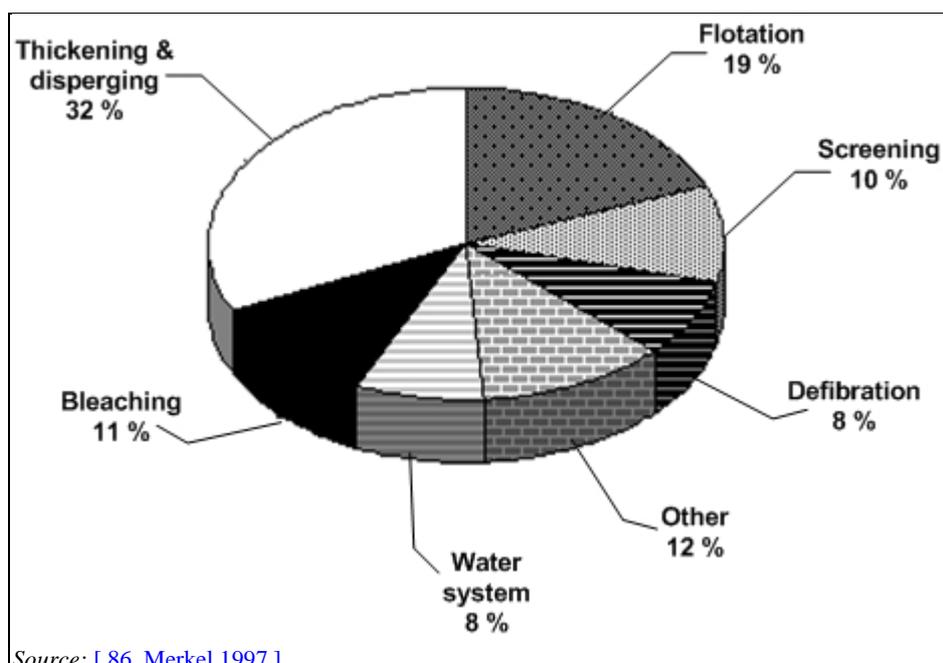


Figure 6.11: Specific energy consumption of a newsprint mill for processing paper for recycling
 The figure on energy consumption of the major process stages shows that about one third is consumed by thickening and dispersing. For some process units, the following energy consumption values have been reported: conventional pulper 25 – 80 kWh/t, drum pulper 15 – 20 kWh/t, secondary pulper 15 – 40 kWh/t [UBA, 19/1994]. Thickening before dispersing consumes about 30 kWh/t. Heating the furnish up to 90 °C and operating the disperger requires about 60 – 100 kWh/t. Flotation needs about 27 – 33 kWh/t. The energy consumption for flotation depends on the amount of flotation cells, the design of the piping in the mill and the types of air injectors applied. Wire presses and screw presses for dewatering require about 10 kWh/t.

Converting activities are normally excluded from the electrical consumption data. However, some tissue mills include converting in their reported energy consumption values because converting into finished products is mostly integrated with the tissue production. Therefore, for tissue mills it is often not clear whether or not the energy consumption of converting processes are part of the reported energy data, which makes it more difficult to interpret these data. In other paper mills, converting is always excluded from the reported energy data.

6.2.2.5 Waste water emissions

The contamination of waste water from RCF-based paper mills is related to the quality of the raw materials used (paper for recycling), the product requirements to be achieved, and the applied waste water treatment system. Chemical additives used, internal process management, good housekeeping and the technical status of the installation also have an effect on the emissions levels achieved.

Waste water from a RCF paper mill arises as an overflow of water from the paper machine or the stock preparation area. It is common practice to withdraw waste water at locations where the process water is mostly polluted (e.g. filtrate from the dewatering of deinking sludge). The process water is contaminated during cleaning, deinking and fibre recovery. Therefore, waste water from RCF-based paper mills consists of:

- water from reject separation by screens and centrifugal cleaners;
- filtrates from washers, thickeners and sludge handling;
- excess white water depending on the rate of water recycling.

Most mills discharge directly to the surface water after primary and biological treatment at the site. Others discharge the effluents to a municipal sewage treatment plant after primary

clarification for suspended solids removal. In Table 6.9 average water emission data after only primary treatment for RCF-based paper mills discharging to municipal waste water treatment plants are given. The data have been measured by competent water authorities and self-control measurements of the companies in 1994/95.

Table 6.9: Average water emissions for RCF mills after primary treatment and before discharge to a sewage treatment plant

Parameter	Without deinking		With deinking	
	mg/l (min.-max.)	kg/t (min.-max.)	mg/l (min.-max.)	kg/t (min.-max.)
BOD ₅ ⁽¹⁾	1 900	4.7	550	10
COD	3 800 (570 – 9 000)	9.4 (1.2 – 24)	1 100 (440 – 1 900)	20 (7 – 40)
Kjeldahl-N ⁽²⁾	16 (10 – 40)	0.05 (0.02 – 0.1)	20 (13 – 25)	0.35 (0.19 – 0.62)
Discharge volume		5.5 (0.4 – 15.5) m ³ /t		15 (9 – 39) m ³ /t ⁽³⁾

⁽¹⁾ The BOD₅ value is estimated assuming that COD = 2 × BOD₅.
⁽²⁾ Kjeldahl nitrogen is the sum of organic and ammoniac nitrogen. Part of the organic N may be hydrolysed during the effluent treatment; the generated ammonium-N is a nutrient for the biomass of the treatment plant.
⁽³⁾ In 2011, the lowest discharge volume was reported to be 6 m³/t (Source: Stora Enso).
Source: [23, Dutch Notes on BAT 1996]

Table 6.10 shows emission data before and after on-site biological treatment. The data have been measured by competent water authorities and self-control measurements of the companies in 1994/95.

Table 6.10: Average water emissions for RCF mills discharging to water bodies after primary and biological treatment at the site

Parameter	Without deinking		With deinking	
	mg/l (min.-max.)	kg/t (min.-max.)	mg/l (min.-max.)	kg/t (min.-max.)
BOD ₅ before treatment ⁽¹⁾	1 800 ⁽²⁾	12.3	770 ⁽²⁾	8.3
BOD ₅ after treatment	10 (3 – 28)	0.06 (0.01 – 0.13)	9	0.09
COD before treatment ⁽¹⁾	3 200 ⁽²⁾	22	1 900 ⁽²⁾	21
COD after treatment	150 (60 – 270)	0.77 (0.29 – 1.12)	290	3.1
Kjeldahl-N ⁽³⁾	5.6 (3 – 13)	0.03 (0.01 – 0.04)	7.8	0.08
Tot-P	1.5 (0.5 – 1.8)	0.01	NA	NA
TSS	25 (17 – 40)	0.13 (0.06 – 0.21)	NA	NA
Discharge volume		5.7 (3.1 – 11) m ³ /t		11 m ³ /t

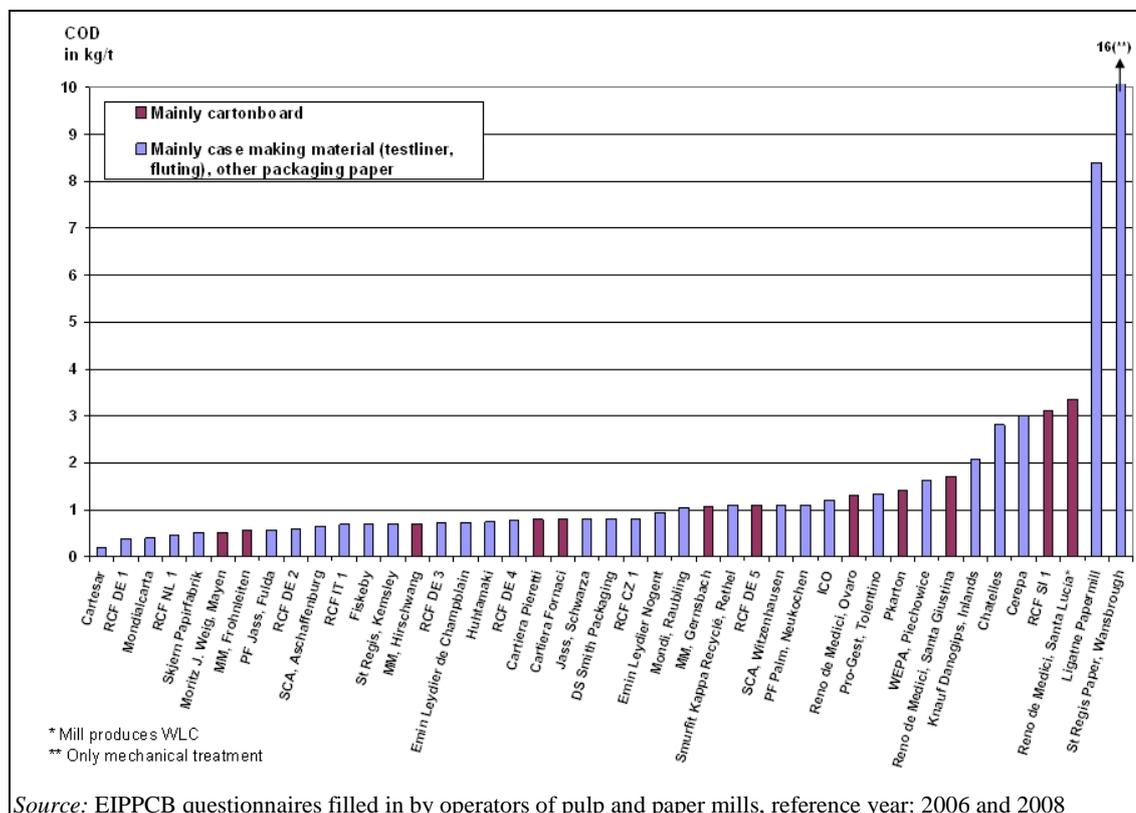
⁽¹⁾ Influent data on BOD₅ were not available. Therefore, the influent data are calculated based on waste water loading data of one mill without deinking and one mill with deinking.
⁽²⁾ Experience from Myllykoski, 2011, is that for RCF mills with deinking higher BOD₅ and COD values are also measured before treatment now and then. BOD₅ before treatment: 770 – 1 150 mg/l, COD before treatment: 1 900 – 2 800 mg/l. A similar experience was reported by Mondi Austria, 2011, for RCF mills without deinking: BOD before treatment: 3 750 mg/l, corresponding COD: 6 250 mg/l.
⁽³⁾ Kjeldahl-N after effluent treatment gives only an indication of the amount of organic N in the effluent and does not cover the Total N load which also includes the oxidised N compounds, nitrates and nitrites.
Source: [23, Dutch Notes on BAT 1996]

Chemical oxygen demand (COD)

COD emissions originate from the processing of the raw materials and the input of chemical additives not retained in the paper. The deinking (and bleaching) of paper for recycling often results in higher COD emissions than those from mills processing paper for recycling without deinking.

In Figure 6.12 and Figure 6.13, the specific COD load as yearly average values after waste water treatment is given for mills processing paper for recycling with and without deinking.

More than half of the RCF-based paper mills without deinking that responded to the EIPPCB questionnaires discharge less than 1 kg COD/t and only nine mills discharge organic loads of >1.5 kg COD/t as a yearly average. In this group of mills, some mills operate with a totally closed water system and zero effluent. These mills have however not filled in the questionnaire and are therefore not shown in Figure 6.12. Including these mills would have reduced the average specific COD load discharged from these mills.



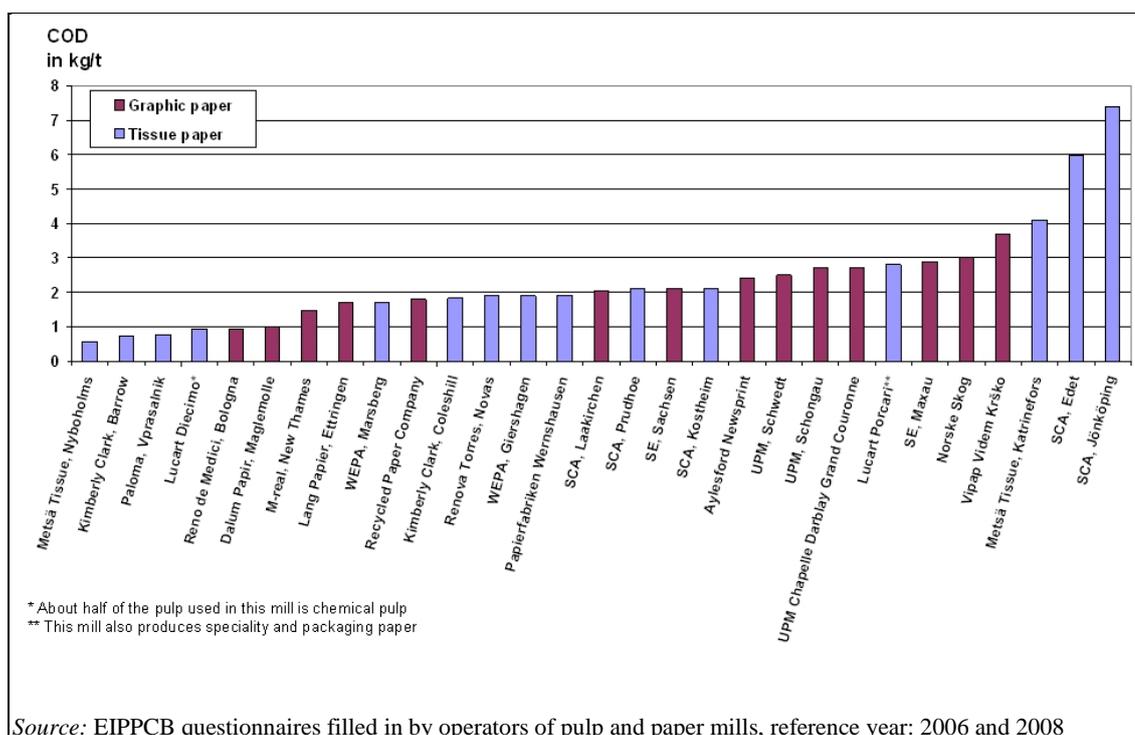
Source: EIPPCB questionnaires filled in by operators of pulp and paper mills, reference year: 2006 and 2008

Figure 6.12: Specific COD load as a yearly average after waste water treatment from mills processing paper for recycling without deinking

Within the non-deinked RCF-based paper mills, the largest group comprises mills manufacturing case-making materials (Testliner, Wellenstoff, and fluting). The manufacturing of cartonboard or folding boxboard is the second largest group. For cartonboard manufacturing, different qualities of paper for recycling and stock preparation lines are operated to produce the different layers of the final multi-layer board. A certain layer (e.g. topliner) might consist of deinked recovered fibres. However, the emission levels to water associated with the use of BAT in these mills are in the same range as the emissions of other RCF paper mills without deinking listed in Figure 6.12.

There are examples of RCF-based mills producing folding boxboard that apply deinking processes to reach, on the basis of lower quality paper for recycling furnish, higher product qualities. Those mills, and any other board grade produced mainly by deinking (>50 % deinked pulp) should benchmark themselves with the mills shown in Figure 6.13.

As shown in Figure 6.13, more than half of the RCF-based paper mills **with** deinking that responded to the questionnaires discharge less than 2.5 kg COD/t and only four mills discharge organic loads of >3 COD/t, as a yearly average. Mills manufacturing RCF-based graphic paper and tissue mills achieve a comparable performance.



Source: EIPPCB questionnaires filled in by operators of pulp and paper mills, reference year: 2006 and 2008

Figure 6.13: Specific COD load as a yearly average after waste water treatment from mills processing paper for recycling with deinking

While in graphic paper mills, furnish mainly consists of recovered fibres and in some cases of integrated produced mechanical pulp (e.g. TMP, GW), the furnish in RCF tissue mills consists mainly of recovered fibres and often some purchased chemical pulp. The emissions to water associated with the use of BAT do not vary significantly between RCF-based graphic paper and tissue mills with the exception of the waste water amount (see Figure 6.10).

RCF-based tissue mills may use different shares of paper for recycling as furnish. There are tissue mills using 100 % virgin fibres and others using 100 % recovered fibres and all types of fibre mixtures ranging from 10 – 100 % recovered fibres. Higher shares of purchased chemical pulp may result in lower COD emissions after biological treatment compared to those mills that manufacture 100 % RCF-based tissue.

Regarding short-term averages of COD, the short-term values reported from mills processing paper for recycling without deinking are shown in Figure 6.14.

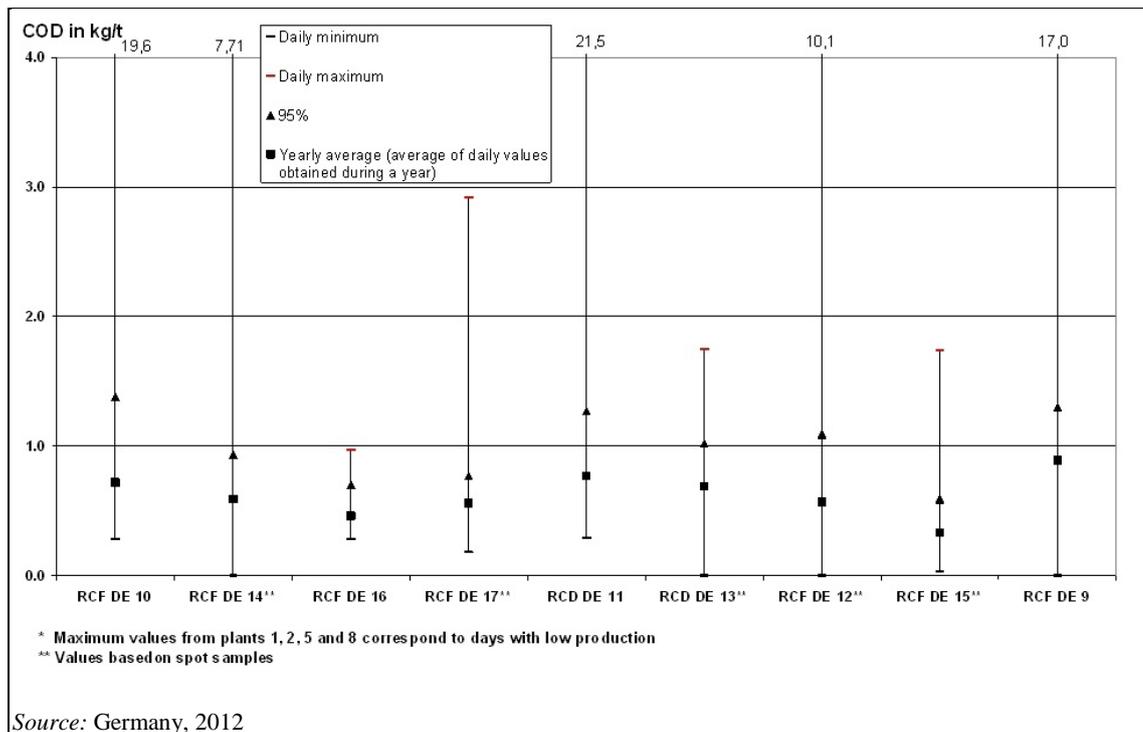


Figure 6.14: Short-term averages of COD emissions from mills processing paper for recycling without deinking

Since data gathering of short-term averages for mills processing paper for recycling with deinking does not allow enough representative data to be shown, variations of daily COD loads for a single mill (RCF DE 18) over the course of a year are shown in Figure 6.15.

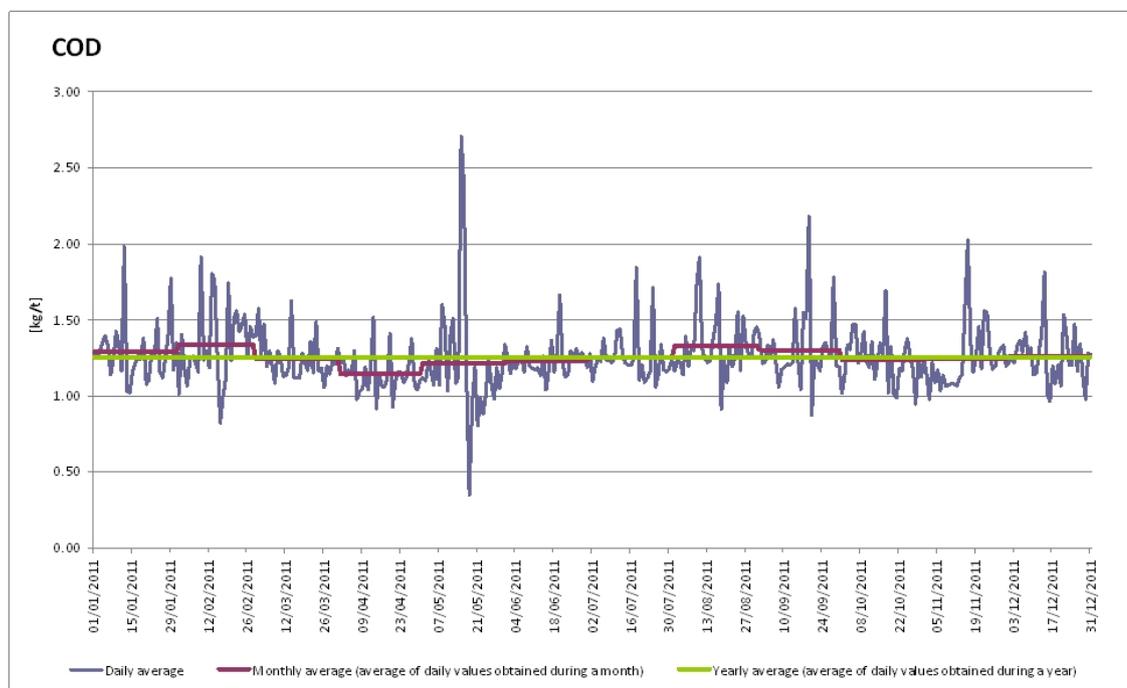
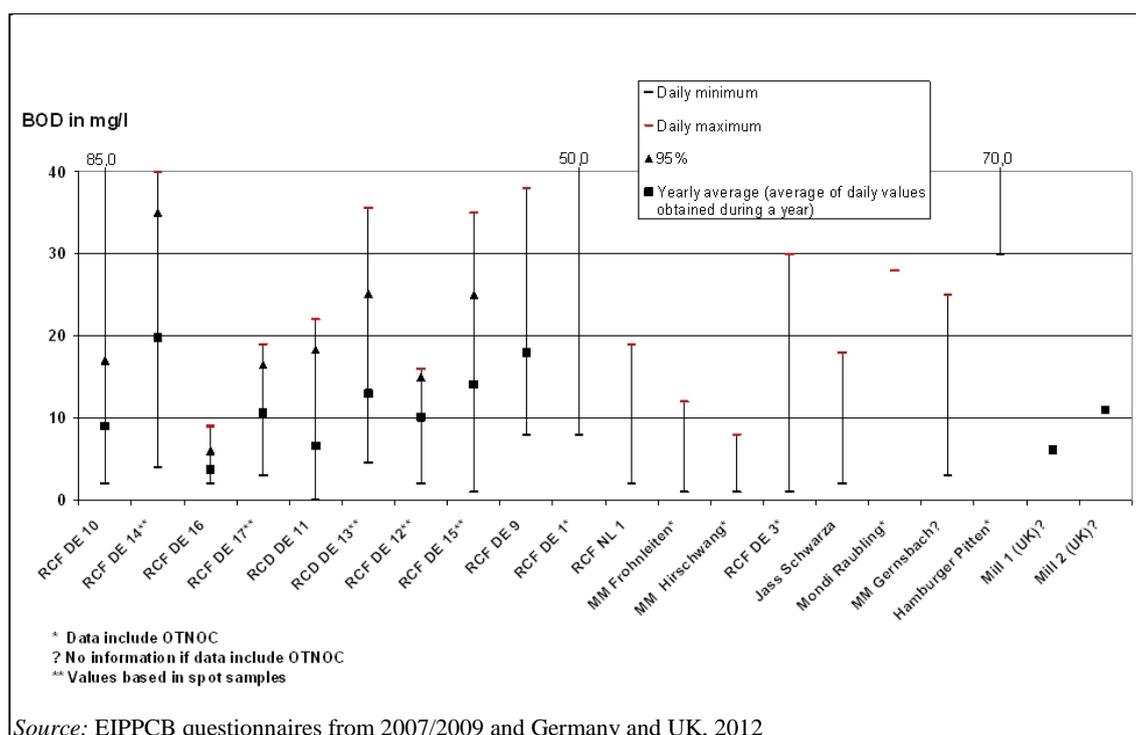


Figure 6.15: Daily COD loads over one year from a mill processing paper for recycling with deinking (RCF DE 18)

Biological oxygen demand (BOD₅ or BOD₇)

BOD₅ emissions data after biological treatment show no significant difference between processing paper for recycling with and without deinking. In properly working treatment plants, the concentration of BOD₅ or BOD₇ after treatment is below 20 mg/l independent of the concentration of the inflow. BOD levels of around 5 mg/l are difficult to measure accurately and reproducibly. They should be interpreted as values close to the detection limit. After biological treatment, BOD₅ emissions of 0.01–0.13 kg/t paper and board have been reported [23, Dutch Notes on BAT 1996]. The differences in the specific BOD load are mainly caused by differences in the water flow.

Short-term averages of BOD emissions reported from mills processing paper for recycling without deinking are shown in Figure 6.16.



Source: EIPPCB questionnaires from 2007/2009 and Germany and UK, 2012

Figure 6.16: Short-term averages of BOD emissions from mills processing paper for recycling without deinking

Since data gathering of short-term averages for mills processing paper for recycling with deinking does not allow enough representative data to be shown, variations of BOD daily concentrations for a single mill (RCF DE 18) over the course of a year are shown in Figure 6.17.

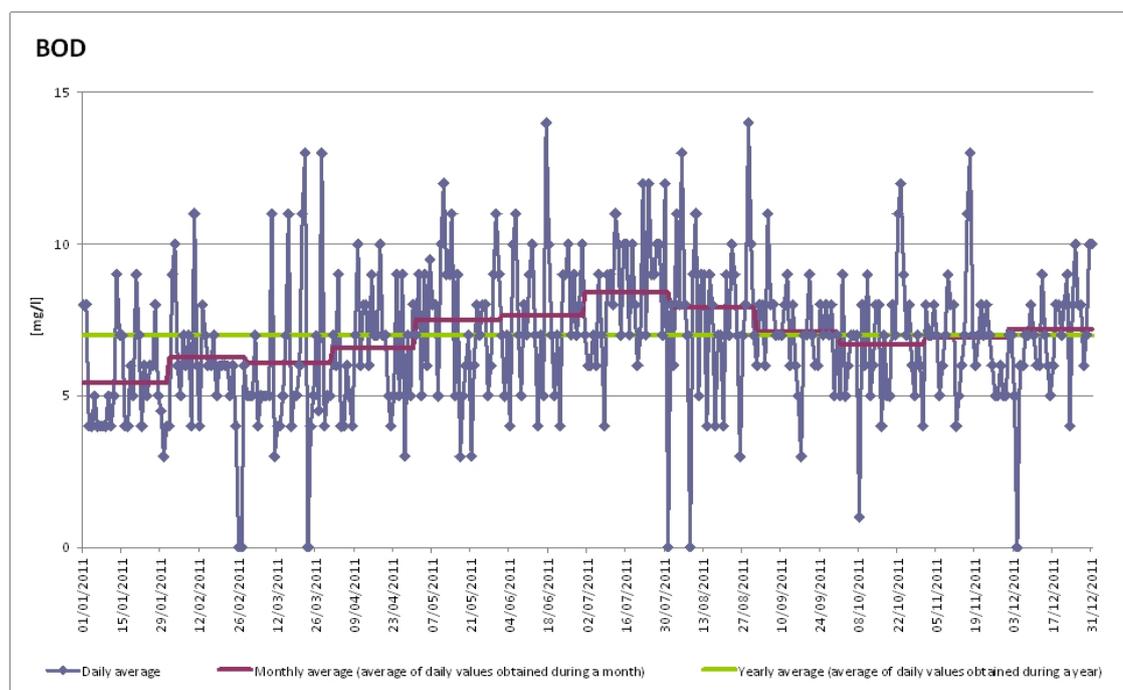


Figure 6.17: Daily BOD concentrations over one year from a mill processing paper for recycling with deinking (RCF DE 18)

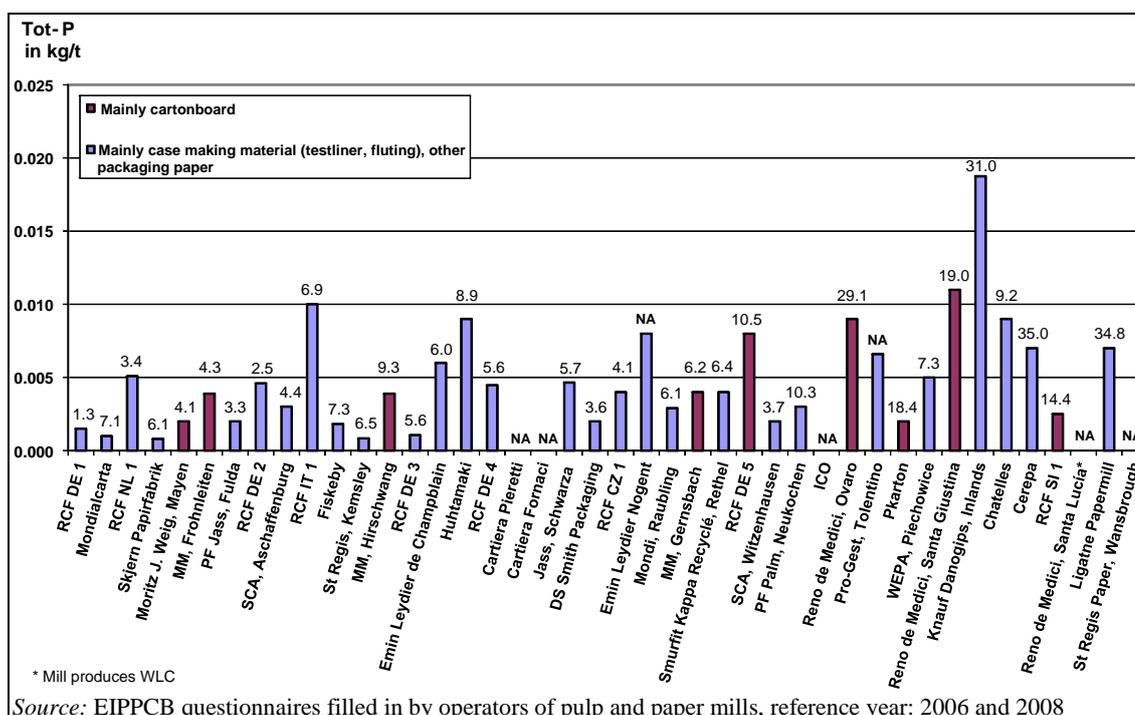
Nutrients

Effluents from RCF-based paper mills normally contain low concentrations of nutrients (nitrogen and phosphate). A controlled dosage of phosphates and ammonium to the biological waste water treatment is therefore necessary to provide nutrients necessary for the growth of the microorganisms that are responsible for biological degradation of the organic pollutants. The active biomass theoretically needs a nutrient supply in the ratio of $BOD_5:N:P = 100:5:1$. In practice, lower nutrient dosing is often achieved (see Section 2.9.11.2.3). However, some mills reported that higher dosages are needed to ensure good efficiency of the water treatment plant in terms of BOD/COD removal.

Organically bound nitrogen compounds (Kjeldahl-N) may also originate from some chemical additives. During biological treatment part of the organic nitrogen may be hydrolysed into ammonium and transformed to nitrate compounds in the aerated basins. Assuming a controlled dosage to ensure optimal performance of the waste water treatment system, tot-N concentrations of 5 – 15 mg/l and tot-P concentrations of 1 – 2 mg/l are achievable (as daily average).

In Figure 6.18 and Figure 6.19, the specific tot-P load as a yearly average value after waste water treatment is given for mills processing paper for recycling with and without deinking respectively.

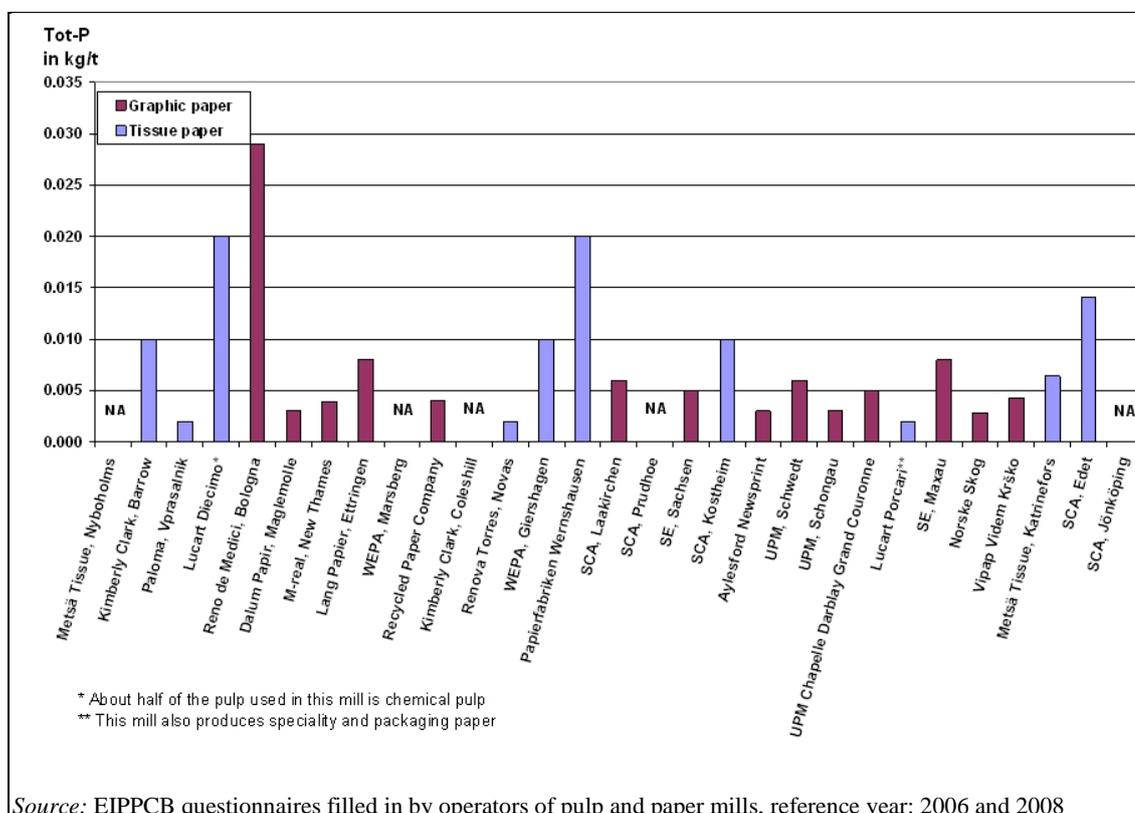
As shown in Figure 6.18, most RCF-based paper mills **without** deinking that responded to the EIPPCB questionnaires discharge less – or significantly less – than 0.01 kg tot-P/t, e.g. four mills reported yearly average values of 0.001 kg tot-P/t. Of the 24 mills that also reported concentration values, only three exceeded 1 mg/l tot-P as a yearly average value (1.12 mg/l; 1.5 mg/l; 1.92 mg/l). Nine mills reported tot-P values of ≤ 0.5 mg/l as a yearly average.



Source: EIPPCB questionnaires filled in by operators of pulp and paper mills, reference year: 2006 and 2008

Figure 6.18: Specific tot-P load as a yearly average after waste water treatment from mills processing paper for recycling without deinking, with indication of waste water flow

As shown in Figure 6.19, all but four RCF-based paper mills **with** deinking that responded to the EIPPCB questionnaires discharge less – or significantly less – than 0.01 kg tot-P/t. And 12 mills reported yearly average values equal to or below 0.005 kg tot-P/t. Of the 15 mills that also reported concentration values, only three exceeded 1 mg/l tot-P as a yearly average value (1.1 mg/l; 1.2 mg/l; 1.3 mg/l). Six mills reported tot-P values of ≤ 0.5 mg/l as a yearly average.



Source: EIPPCB questionnaires filled in by operators of pulp and paper mills, reference year: 2006 and 2008

Figure 6.19: Specific tot-P load as a yearly average after waste water treatment from mills processing paper for recycling with deinking

Regarding short-term averages of tot-P, the short-term values reported from mills processing paper for recycling without deinking are shown in Figure 6.20.

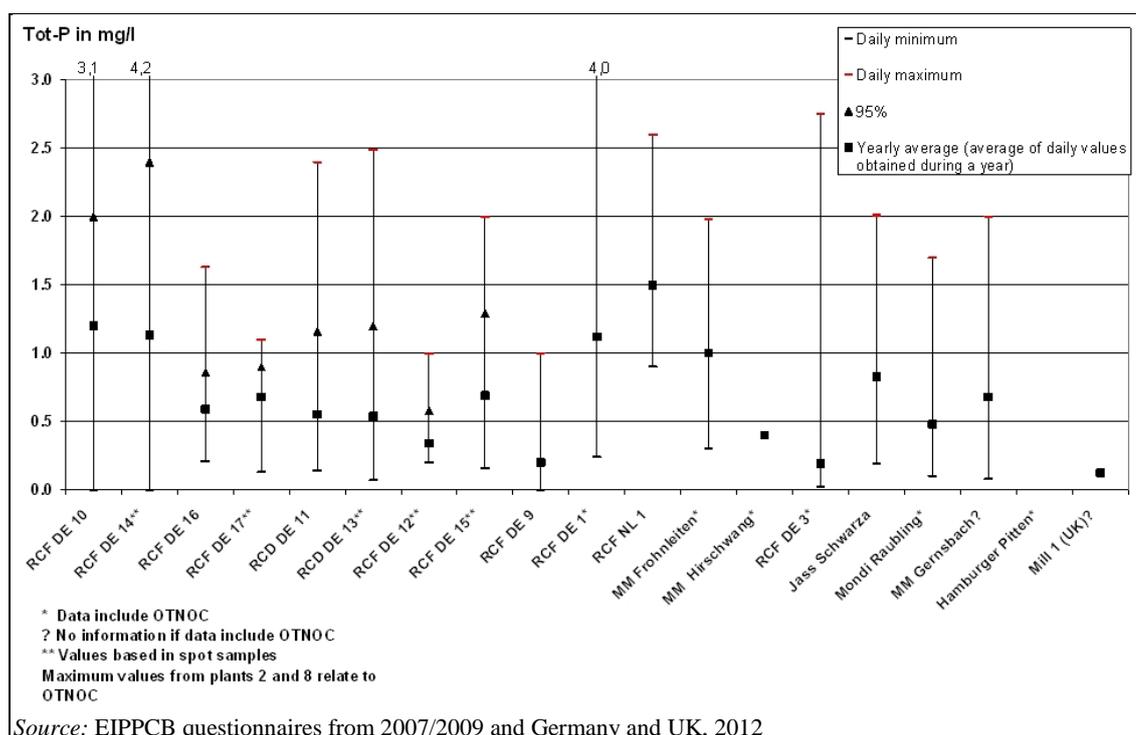


Figure 6.20: Short-term averages of tot-P emissions from mills processing paper for recycling without deinking

Since data gathering of short-term averages for mills processing paper for recycling with deinking does not allow enough representative data to be shown, variations of tot-P daily concentrations for a single mill (RCF DE 18) over the course of a year are shown in Figure 6.21.

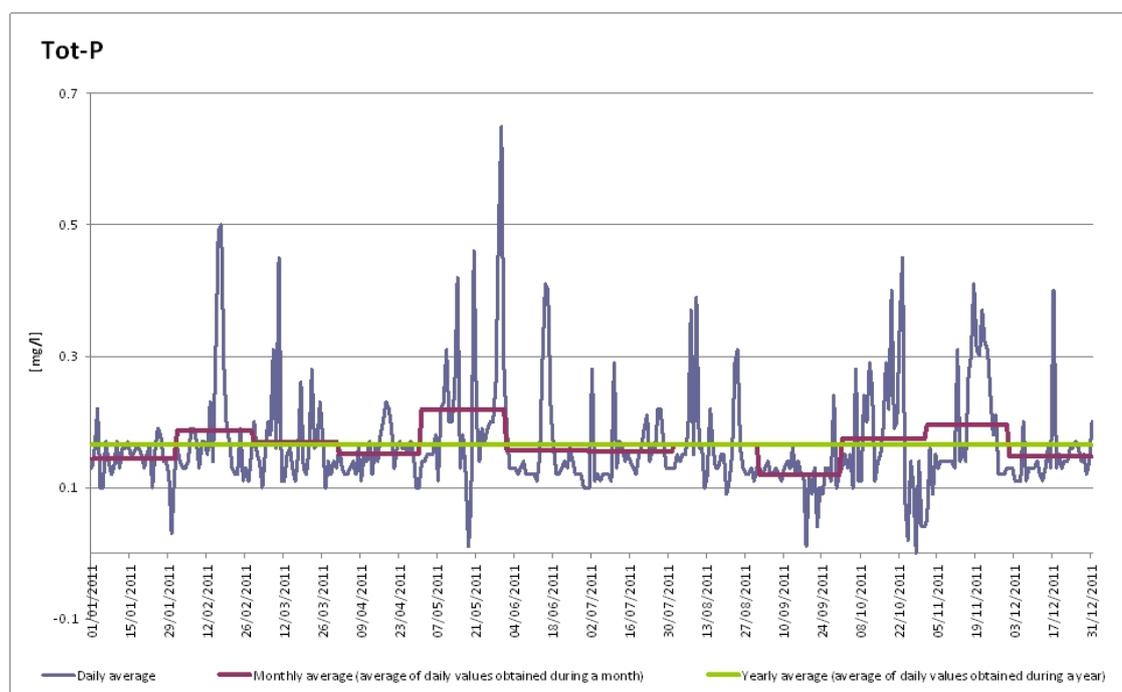


Figure 6.21: Daily tot-P concentrations over one year from a mill processing paper for recycling with deinking (RCF DE 18)

As shown in Figure 6.22, 12 RCF-based paper mills **without** deinking that responded to the EIPPCB questionnaires discharge less than 0.02 kg tot-N/t and four mills reported very low N emission loads of 0.004 kg tot-N/t as yearly average values. Another 17 mills reported N emission loads between 0.02 and 0.08 kg tot-N/t. Of the 25 mills that also reported concentration values, only one exceeded 10 mg tot-N/l as a yearly average value (23.7 mg/l).

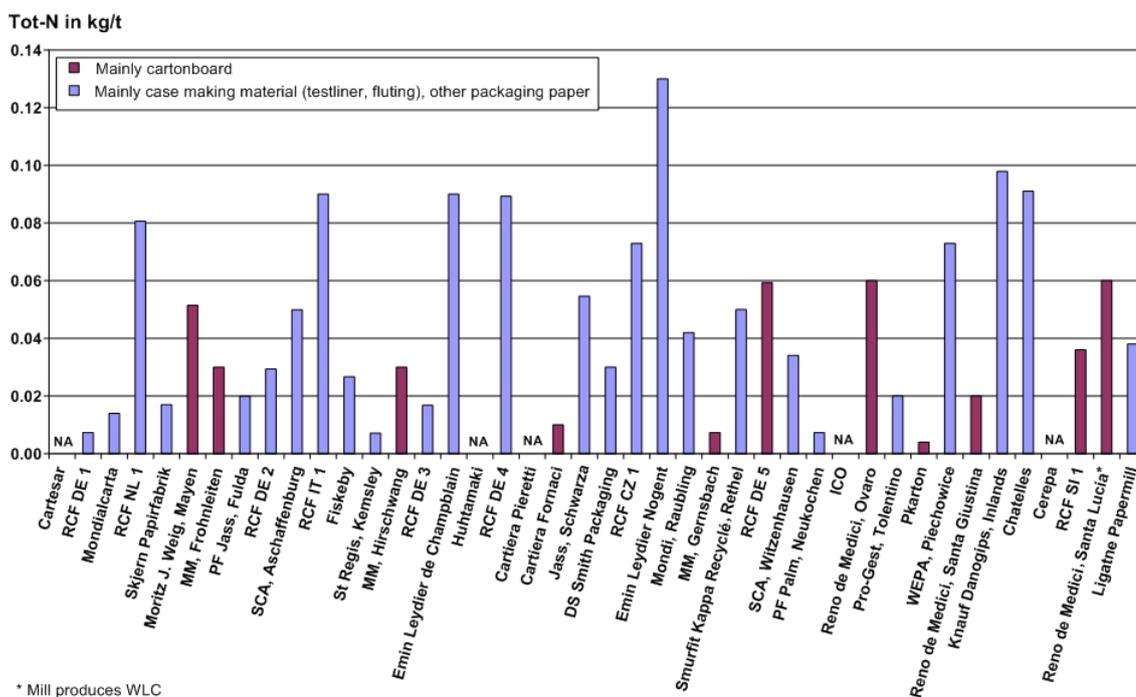


Figure 6.22: Specific tot-N or TN_b load as a yearly average after waste water treatment from mills processing paper for recycling without deinking

As shown in Figure 6.23, 15 RCF-based paper mills **with** deinking that responded to the EIPPCB questionnaires discharge less than 0.05 kg tot-N/t, of which nine mills reported N emission loads of ≤ 0.02 kg tot-N/t as yearly average values. Eleven mills reported N emission loads of ≥ 0.05 kg tot-N/t. Of the 13 mills that also reported concentration values, only one exceeded 10 mg tot-N /l as a yearly average value (17 mg/l).

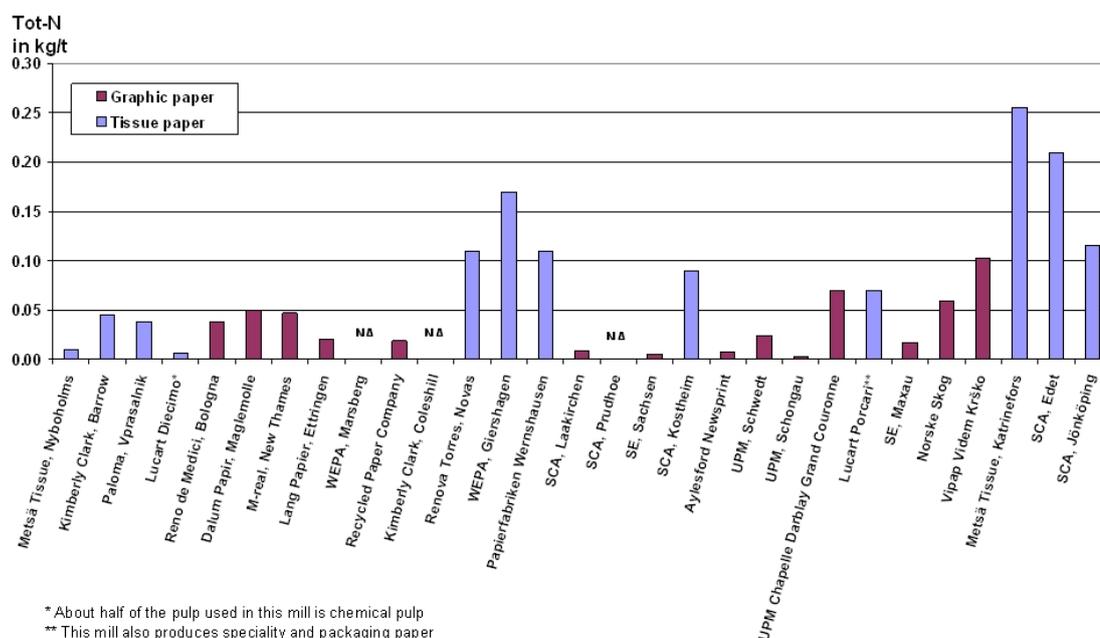
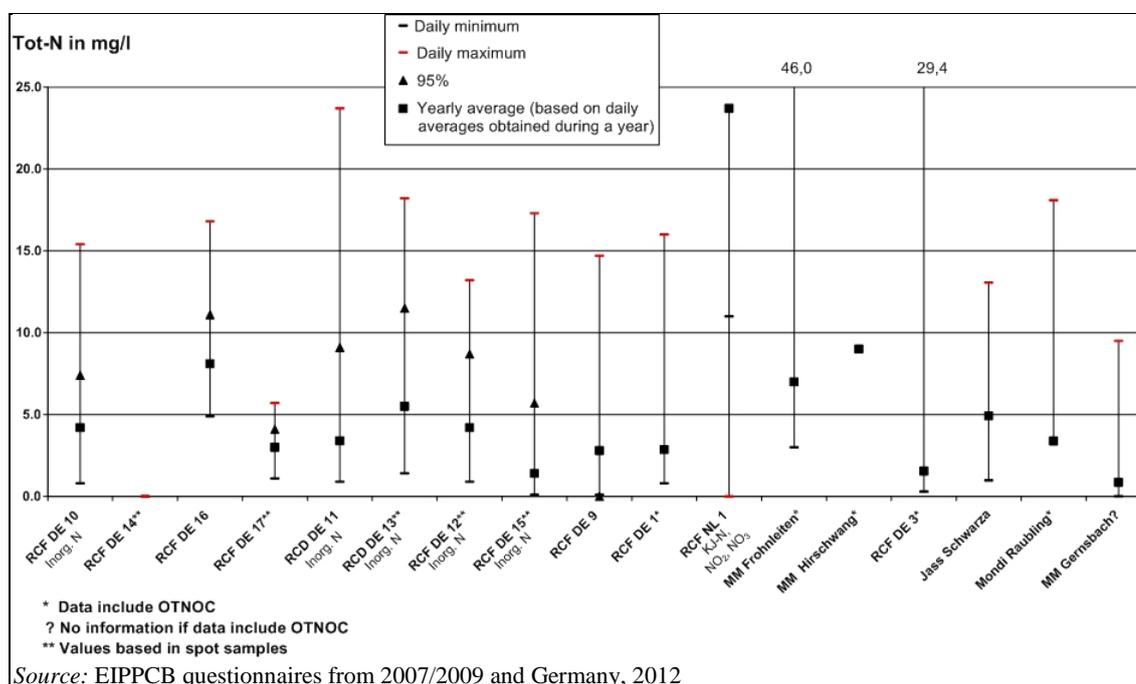


Figure 6.23: Specific tot-N or TN_b load as a yearly average after waste water treatment of mills processing paper for recycling with deinking

Regarding short-term averages of tot-N, the short-term values reported from mills processing paper for recycling without deinking are shown in Figure 6.24.



Source: EIPPCB questionnaires from 2007/2009 and Germany, 2012

Figure 6.24: Short-term averages of tot-N emissions from mills processing paper for recycling without deinking

Since data gathering of short-term averages for mills processing paper for recycling with deinking does not allow enough representative data to be shown, variations of tot-N daily concentrations for a single mill (RCF DE 18) over the course of a year are shown in Figure 6.25.

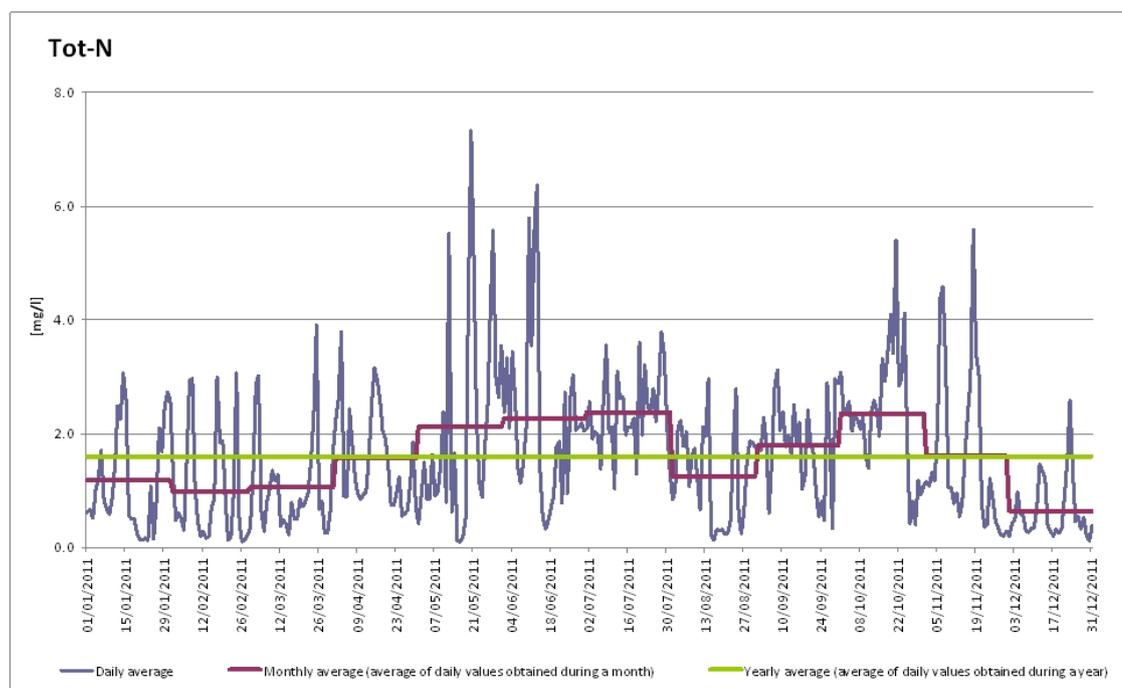


Figure 6.25: Daily tot-N concentrations over one year from a mill processing paper for recycling with deinking (RCF DE 18)

Total suspended solids

Because of paper mill waste water characteristics, there is a tendency for bulking sludge to build up in activated sludge treatment systems. However, experience of control measures to avoid this undesirable phenomenon are well documented (see Section 2.9.11.2.3) and are applied by many mills.

As shown in Figure 6.26, 22 RCF-based paper mills **without** deinking that responded to the EIPPCB questionnaires discharge less than ≤ 0.20 kg TSS/t, of which thirteen mills reported TSS emission loads of ≤ 0.1 kg as yearly average values. Five mills reported TSS emissions of ≥ 0.5 kg TSS/t. Of the 21 direct dischargers that also reported concentration values, six mills exceeded 20 mg TSS/l and only three exceeded 30 mg TSS/l (31; 32 and 53 mg TSS/l) as yearly average values.

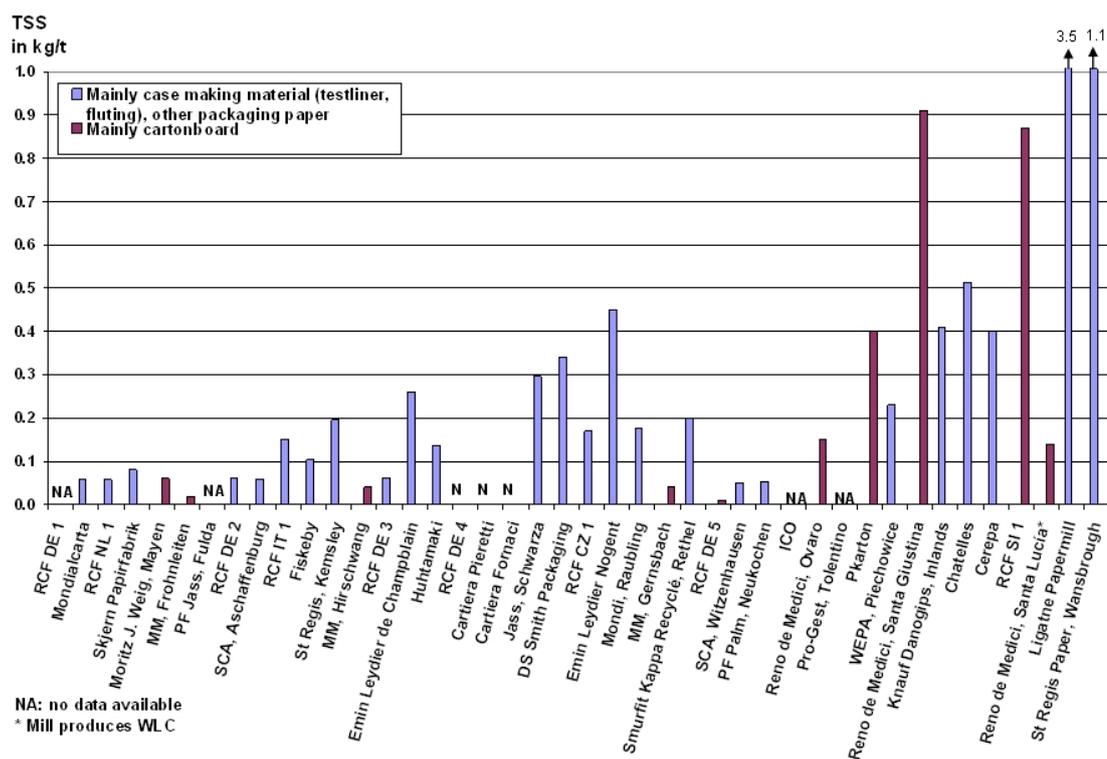


Figure 6.26: Specific load of suspended solids as a yearly average after waste water treatment of mills processing paper for recycling without deinking

As shown in Figure 6.27, 13 RCF-based paper mills with deinking that responded to the EIPPCB questionnaires discharge less than ≤ 0.25 kg TSS/t; of which seven mills reported a TSS emission load of ≤ 0.15 kg TSS/t as yearly average values. Four mills reported TSS emissions of ≥ 0.5 kg TSS/t. Of the fifteen mills that also reported concentration values, only two exceeded 20 mg TSS/l as yearly average values (31 and 33 mg/l).

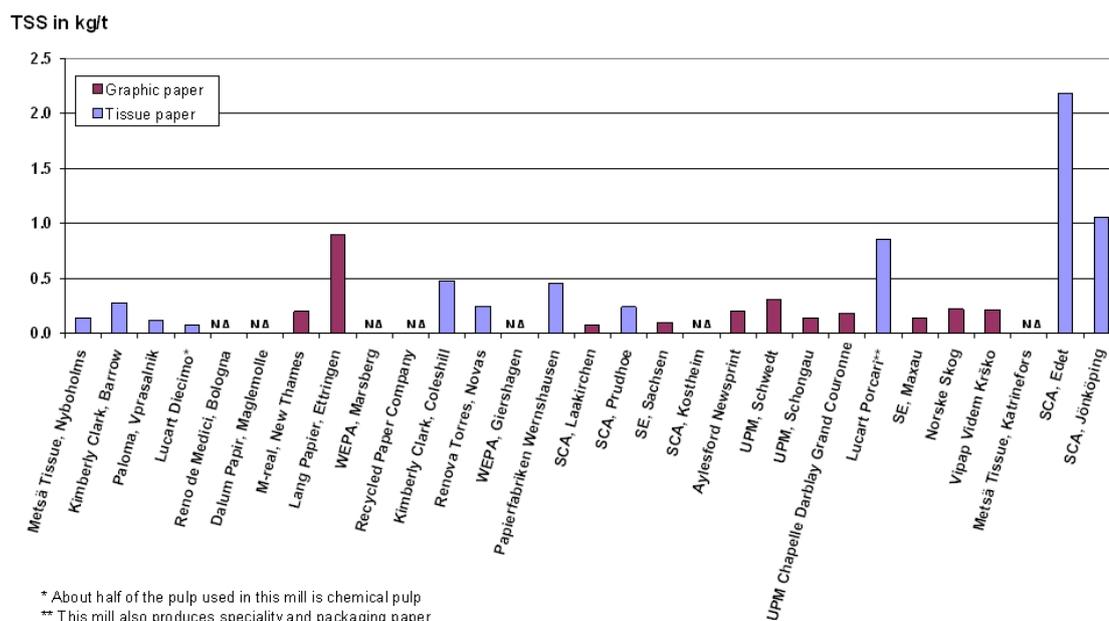


Figure 6.27: Specific load of suspended solids as a yearly average after waste water treatment of mills processing paper for recycling with deinking

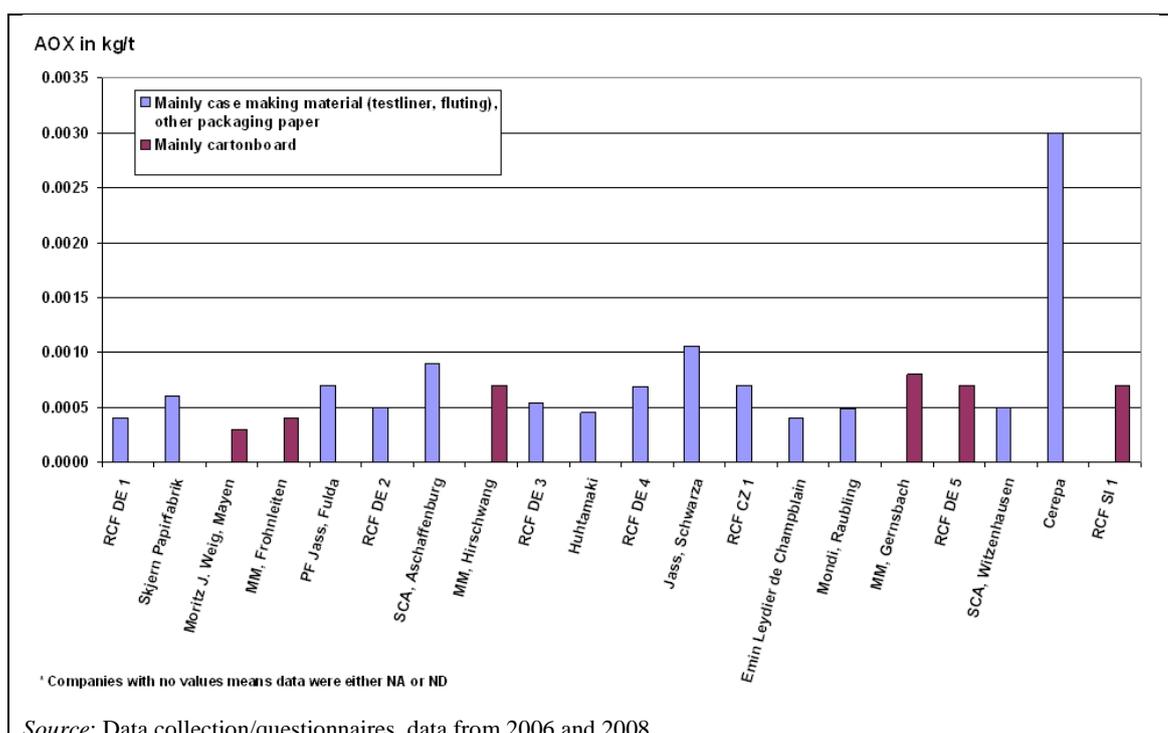
Heavy metals

Heavy metals concentrations in paper mill effluents are generally low. There is no significant increase in concentrations if secondary fibres are used. Nevertheless, occasional measurements of Dutch deinking processing mills have shown that some deinking process mill effluents may contain elevated concentrations of copper and zinc. In that case, printing ink in paper for recycling is considered to be the main source of heavy metals. The heavy metals observed occasionally in the effluents are mainly in the form of stable organic complexes (*Source: Luttmmer, 1996, quoted in [23, Dutch Notes on BAT 1996]*).

AOX and other organic micro-pollutants

Sources of absorbable organic halogen compounds are some chemical additives (especially wet strength agents), traces of organic halogens originating from ECF pulp in the paper for recycling and printing inks. As chlorine bleaching of virgin pulp is practically abandoned today, AOX-containing compounds stemming from paper for recycling have considerably decreased. AOX-reduced neutral wet strength agents are also available on the market and are an option for further reduction of AOX emissions. Activated sludge treatment results in further AOX reductions of between 30 % and 50 %. However, this reduction is partly achieved by stripping these compounds during waste water treatment. Occasional measurements in Dutch RCF paper mills (with and without deinking) have shown that average AOX concentrations are in the range of 0.2 mg/l.

An overview of specific AOX loads for individual plants is given in Figure 6.28. Reported loads vary from 0.3 g/t to 3.0 g/t.



Source: Data collection/questionnaires, data from 2006 and 2008

Figure 6.28: Annual averages of AOX loads for individual mills processing paper for recycling without deinking

Organic micro-pollutants such as chlorophenols or polychlorinated biphenyls may be detectable in some RCF paper mill effluents in very low concentrations depending on the origin of the raw materials used (paper for recycling, printing inks, and additives). In occasional measurements in Dutch RCF mills, chlorophenols up to 1 µg/l (0.1 – 0.7 µg/l) and polychlorinated biphenyls only in traces (values below the detection limit to 0.11 µg/l) have been observed [[23, Dutch Notes on BAT 1996](#)].

Salts

Salts, mainly sulphate and chloride, are introduced mainly through paper for recycling and some additives as alum. In certain areas, for instance if surface water is a main resource for the production of drinking water or for water quality reasons, attention is given to the discharge of salts. Depending on the types of paper for recycling used as raw material and the degree of closure of the water circuits, sulphate concentrations of up to 1 000 mg/l have been observed even if during processing no aluminium sulphate has been used.

Boron can also be detected in the waste water of some paper for recycling mills even though it is not added during processing of paper for recycling and papermaking (*Source: Assocarta, 2011*). It may enter the recycled fibre cycle via converting processes such as the production of corrugated board and boxes. No specific treatment is applied for the abatement of boron.

6.2.2.6 Solid waste generation

Most of the impurities from the processed paper for recycling end up as waste. The major waste materials are ragger ropes, rejects, different types of sludge and, in cases of on-site incineration of residues, ashes and filter dust. The major sources of solid waste in RCF-based paper mills are stock preparation, process water clarification and waste water treatment. Depending on the raw materials used, process design and type of process and waste water treatment, different amounts and qualities of residues (rejects, sludge) are generated.

The residues have to be handled and treated (thickened and dewatered) to generate a residue with a high DS content. Achievable dry contents for rejects and sludge are compiled in Table 6.11 and Table 6.12.

Table 6.11: Achievable dry contents for rejects and corresponding energy consumption for different fibre contents

Applied reject handling machines	Hydraulic reject press	Pneumatic reject press
Achievable dry contents at	50 – 65 %	
<70 % fibre content	60 – 70 %	55 – 58 %
<30 % fibre content		60 – 63 %
Energy consumption [kWh/t]	15 – 20	8 – 12
<i>Source: Machinery supplier, 1998 and TWG comments, 2011</i>		

Table 6.12: Achievable dry contents for sludge and corresponding energy consumption for different ash contents

Applied sludge handling machines	Wire press including pre-thickening	Screw press including pre-thickening
Achievable dry contents at		
<50 % ash content	50 %	55 %
>50 % ash content	55 %	60 %
Energy consumption [kWh/t] (including pre-thickening)	10 – 15	18 – 20
<i>Source: Machinery supplier, 1998 and TWG comments, 2011</i>		
Data found in industrial applications reported by CTP, France, 2011. If deinking and paper sludge is mixed with biological sludge, achievable dryness is lower.		

The residues can be subdivided roughly into heavy and coarse rejects, light and fine rejects and sludge. Depending on its origin and nature, the sludge may be subdivided again into deinking sludge, sludge from micro-flotation units from process water clarification and sludge from waste water treatment (primary sludge, excess sludge from biological treatment). The achievable DS contents after dewatering and thickening are 60 – 70 % for coarse rejects, 50 – 60 % for fine rejects and about 50 – 60 % for sludge.

The amount of residues generated in RCF-based paper mills depends on the quality of the paper used as raw material for recycling, on the stock preparation concept for processing secondary

fibres and on the product properties and paper grade. For the main paper grades and paper for recycling qualities, the average amounts of residues related to the input of raw material are given in Table 6.13.

Table 6.13: Amount of residues related to the input of raw material (%) depending on qualities of paper used for recycling and paper grade produced

Product	Recovered paper quality	Total losses	Rejects		Sludge		
			Coarse/heavy	Fine/light	Deinking	Process water clarification	Waste water
Graphic papers	Newspaper, magazines Higher qualities	15 – 20 20 – 35	1 – 2 <2	3 – 5 <3	8 – 13 10 – 20	2 – 5 1 – 5	~ 1
Tissue	Office paper for recycling, files, ordinary and medium qualities	28 – 40	1 – 2	3 – 5	8 – 13	15 – 25	~ 1
Market DIP	Office paper for recycling	32 – 40	<1	4 – 5	12 – 15	15 – 25	~ 1
Testliner /fluting	Shopping centre waste, paper for recycling from households, kraft qualities	4 – 9 3 – 6	1 – 2 <1	3 – 6 2 – 4	–	0 – (1) 0 – (1)	~ 1
Paper board	Shopping centre waste, paper for recycling from households	4 – 9	1 – 2	3 – 6	–	0 – (1)	~ 1

According to [8, Borschke et al. 1997], the amount of waste water treatment sludge is assessed assuming an amount of excess sludge of 0.6 kg/kg BOD₅ eliminated (as DS) generated during treatment, which is a common figure for activated sludge plants. Thus, depending on the quality of paper for recycling and on the process design, about 10 kg excess sludge from biological treatment per tonne of paper (on a dry basis) may be expected.

Generally, the production of non-deinked grades produces less solid waste than the production of deinked grades. Within deinked grades, the manufacturing of printing and writing papers from paper for recycling normally generates higher amounts of solid waste than newsprint. For RCF-based tissue production there is a need to wash out the fillers and fines by wash deinking. This process generates significantly more waste to be handled and further treated than other deinked paper grades.

Rejects

Rejects are impurities in paper for recycling and consist mainly of lumps of fibres (shives), staples, and metals from ring binders, sand, glass, plastics and adhesives. In all RCF mills ragger ropes also have to be handled as waste fractions. Rejects are removed in the largest possible form and at the earliest possible stage in the stock preparation. Rejects constitute approximately 6.5 % of the purchased paper for recycling and have no recycling potential and so are dumped or incinerated. If the thickened residues are incinerated in an environmentally compatible incineration plant, e.g. fluidised bed generating steam for mill consumer points, the residue is reduced to ash which may be used in the building industry or disposed of. However, whether reuse of ashes produced by incineration is feasible depends on the market demand for this material. On-site incineration of rejects is only applicable to large mills, which generate higher amounts of solid waste (see also Section 6.3.14). A typical composition of rejects from the processing of paper for recycling (differences in raw materials and products) is given in Table 6.14.

Table 6.14: Composition of rejects from the processing of paper for recycling to corrugated medium (4 – 6 % rejects)

Parameter	Share of single fractions ⁽¹⁾	Average values from a single mill
Water content	45 %	33.3 %
Plastics	25.9 %	
Fibre	27 %	
Glass and stones	0.11 %	
Metals	0.88 %	
Organic substances	1.05 %	
Cl content of the plastics	5.45 % ⁽²⁾	
Cl content related to fuel	1.43 %	1.21
Calorific value H _U (100 % DS)	23 800 kJ/kg	25 335
Calorific value H _U (55 % DS)	11 991 kJ/kg	12 828 kJ/kg

NB: The qualities of the processed paper for recycling are mainly 'collected paper for recycling' from households and markets and corrugated board residues.

⁽¹⁾ Average from 18 single samplings in German RCF paper mills.

⁽²⁾ Tests carried out by the Spanish research institute CIEMAT with rejects from different residues of paper for recycling showed that the Cl content is lower than 1 %, Cl referred to 100 % dry matter (Source: CIEMAT, report CG/VE-11/IF-05: Valorización energética de residuos de papelería, 2005).

Sludge from process water clarification (paper residue)

These types of sludge are mainly generated at the fibre recovery in the white water circuits and the mechanical treatment unit of the waste water treatment plant. The paper residue consists of mostly short fibres and fillers (both around 50 %) depending on the paper for recycling being processed. In the board industry and for the production of corrugated medium it is often recycled to the process. For higher grade products, paper residue does not meet the quality requirements for recycling and is normally incinerated or delivered to a waste management company. Depending on whether there is a previous deinking process, the sludge may contain a certain amount of ink and pigment particles. Fibre recovery contributes to minimising the quantity of residues. The typical composition of paper residue from fibre recovery and mechanical treatment of waste water is given in Table 6.15.

Table 6.15: Composition of sludge from fibre recovery and chemimechanical treatment of waste water

Parameter	Unit	Range of values
DS content	%	29.4 – 52.7
Organic solids	% DS	25.5 – 76.1
Lead	mg/kg DS	10 – 210
Cadmium	mg/kg DS	0.01 – 0.98
Chromium _{total}	mg/kg DS	8.8 – 903
Copper	mg/kg DS	19.9 – 195
Nickel	mg/kg DS	<10 – 31.3
Mercury	mg/kg DS	0.1 – 0.89
Zinc	mg/kg DS	34.2 – 1 320

NB: A synopsis of the complete results of chemical analysis of solid wastes from paper manufacturing conducted at German Paper Research Institute PTS Munich.

Source: [132, Solid waste handbook 1996]

Deinking sludge

This residue contains mainly short fibres, coatings, fillers, ink particles, extractive substances and deinking additives. Ink particles are a potential source of heavy metals but, as shown in Table 6.16, typical deinking residue has pollutant loads comparable to those of sludge from

biological waste water treatment plants with slightly higher values for some substances such as copper and zinc. There are relatively significant variations in the pollutant content of the paper for recycling and consequently in the deinking sludge.

Table 6.16: Typical pollutant contents of deinking sludge from RCF paper mills compared to sludge from municipal waste water treatment plants

Component	Unit	Contents per kg dry solids			
		Deinking sludge ⁽¹⁾	Deinking sludge ⁽²⁾	Deinking sludge ⁽³⁾	Municipal waste water treatment sludge ⁽¹⁾
Cadmium (Cd)	mg	<0.1	<0.67	0.02 – 1.54	<0.1
Mercury (Hg)	mg	<0.1	0.08	0.1 – 0.89	<0.1
Copper (Cu)	mg	350	238	64.2 – 345	40
Zinc (Zn)	mg	350	141	34.2 – 1 320	250
Lead (Pb)	mg	35	41	9.5 – 79.4	30
Nickel (Ni)	mg	5	5.7	<10 – 31.3	10
Chromium (Cr)	mg	20	24(Cr _{total})	4.8 – 96.6	10
PCBs	µg	95	ND	<300	5
Chlorophenols	µg	75	ND	ND	120
Volatile solids	% DS	ND	33.2	32.7 – 63.6	48

NB: ND = not determined.

⁽¹⁾ [23, Dutch Notes on BAT 1996].

⁽²⁾ Representative sampling from a German paper mill.

⁽³⁾ A synopsis of the complete results of chemical analysis of solid wastes from paper manufacturing conducted at German PTS, published in [132, Solid waste handbook 1996].

Deinking sludge is normally incinerated or delivered to a waste management company. The ash from deinking sludge incinerators can serve as a resource for building materials. One mill reported that the paper and deinking sludge is supplied to a board- or fluting-producing mill to be used as raw material.

Waste water treatment sludge

These sludges are generated at the biological units of the biological waste water treatment plant and are either recycled to the product (corrugated medium and board) or thickened, dewatered and then incinerated (on-site or off-site) or delivered to a waste management company. Council Directive 99/31/EC on the landfill of waste [265, Directive 1999/31/EC 1999] discourages the dumping of waste with high organic content by setting targets to cut the amount of biodegradable waste sent to landfills. The typical composition and pollution potential of sludge from biological waste water treatment are given in the right-hand column of Table 6.16 and in Table 5.8.

6.2.2.7 Emissions to air

Emissions to air from energy generation

Emissions to air from paper and board mills originate mainly from energy generation (steam and electricity) and less from the manufacturing process itself (see Section 2.6.2). Major pollutants in the case of gas firing are CO₂ and NO_x, and in the case of oil or coal firing CO₂, NO_x, SO₂, dust and low concentrations of heavy metals.

Steam is normally generated on site in steam boilers. In many cases, electricity is purchased from the grid, i.e. the emissions occur at the external power plant. The electricity/steam consumption ratio at paper mills favours the cogeneration of heat and power (CHP). Many paper mills apply CHP and then all emissions to air associated with the energy consumption occur on site. The typical emissions from on-site installations for heat and power cogeneration are presented in Section 2.9.6.3 and for steam generation by combustion of different types of fuels (gas, coal, oil) in Section 2.6.2.

Minor emissions of volatile organic substances may be released from the dryer section of the paper machine (measured as organic carbon). These emissions are caused by the evaporation of chemical additives in the drying section of the paper machine (mainly coating chemicals) or by direct dryers after coating (methane emissions), but in most cases are of minor concern (low concentrations).

Air emissions from on-site incineration of sludge or rejects (optional)

The processing of paper for recycling and papermaking generates a number of wastes with a high organic content (e.g. paper, rejects, deinking sludge, and biosludge). As landfilling of these waste fractions is discouraged or prohibited in many Member States, an increasing number of companies incinerate rejects and sludge in on-site incineration plants, generating steam that can be used in production processes. The incineration is associated with emissions to air. Examples of measured emissions from incineration of different types of RCF paper mill residues are compiled in Table 6.17.

The left-hand column refers to measured average values of a RCF packaging paper mill (without deinking). The right-hand column shows measured values from incineration of different types of sludge from a deinking plant (sludge from raw and waste water treatment, sludge from process water clarification, rejects and deinking sludge) before and after measures for NO_x reduction. The values are compared with German legal standards.

Table 6.17: Measured emission data from incineration of rejects and sludge from two German RCF mills

Parameter	Unit	Measured values (average figures for 1997) Rejects from a RCF packaging paper mill (without deinking) ⁽¹⁾	Measured values (yearly average 2008) Rejects and deinking sludge from a RCF newsprint mill ⁽²⁾	Limit values according to German regulations (daily mean values) ⁽³⁾
Dust	mg/Nm ³	3.2	5	10
SO ₂	mg/Nm ³	26.0	1	50
NO _x	mg/Nm ³	195	190	200
CO	mg/Nm ³	14.1	2	50
HCl	mg/Nm ³	1.7	3	10
HF	mg/Nm ³	0.06	ND	1
Total-C	mg/Nm ³	1.4	1	10
Cd, TI	µg/Nm ³	<17.0	ND	50
Hg	µg/Nm ³	5	<10	30
Sb, As, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V, Sn	µg/Nm ³	71.0	<20	500
Dioxins/Furans	ng I-TEQ/Nm ³	0.097	0.004	0.1

(¹) Emission data of reject incineration in a multiple-hearth combustion plant; the flue-gas purification is equipped with a two-stage wet scrubber for the removal of acid pollutants (mainly SO₂ and HCl). For minimising dioxin emissions, a mixture of activated carbon and zeolite is injected into the recycled flue-gas stream. Reduction of NO_x emissions is achieved by SNCR using ammonia, which is injected into the combustion chamber. Dust emission is reduced by an electrostatic precipitator.

(²) Incineration in a fluidised bed boiler. The reduction of NO_x has been achieved by use of SNCR, i.e. injection of ammonia; dust emission is reduced by use of bag filters.

(³) According to the Seventeenth Ordinance on the Implementation of the Federal Immission Control Act (Ordinance on Incinerators for Waste and similar Combustible Material), of 23 November 1990. [corrected on 14 August 2003]

NB: ND = Not detectable.
All values refer to standard conditions and an oxygen content of 11 % per volume.
Source: [Landesdirektion Leipzig, Abt. Umwelt, Continuous emission monitoring. Yearly report 2008]

Odour from vapours and from waste water treatment plant

Especially in the case of closing up the water circuits below a water consumption of around 4 m³/t, odours caused by lower organic acids and H₂S may be perceived in the vicinity of paper mills. But annoying odours may also be found in paper mills with less water circuit closure. They may be caused by excessive retention times of process water in the water system (pipes, chests, etc.)

or deposits of sludge causing the build-up of hydrogen sulphide. If so, they can be avoided by suitable process engineering measures (see Section 2.9.14 on the reduction of odour). The waste water treatment plant of RCF paper mills may also emit significant quantities of odour. If the waste water and sludge treatment is well designed and controlled, annoying odours can be prevented.

Coarse dust from raw material handling (local)

The paper for recycling is stored in designated yards that are integrated in the paper mill. During the transport of the recycled paper to the pulper, dust might be generated especially when paper for recycling is delivered as loose material in large containers or by bulk dumping. The control of this dust is more a matter of industrial safety than of environmental protection. It is not further described here.

Dust emissions are also generated during charging and unloading of dusty raw materials (e.g. talc powder, bentonite) from silos and may be retained by the use of cloth filters when handling these goods.

6.2.2.8 Noise and vibration from paper machines

Paper machines may give rise to noise nuisances in the surrounding area. Many mills have taken measures to reduce noise generation. For more details on noise levels from paper machines, please refer to Section 2.9.13 on the reduction of noise. Besides noise, (low-frequency) vibrations may sometimes give rise to nuisances at the local level.

6.3 BEI DER FESTLEGUNG DER BVT ZU BERÜCKSICHTIGENDE TECHNIKEN

In diesem Abschnitt werden Techniken (oder Kombinationen von Techniken) und die damit verbundene Überwachung beschrieben, bei denen davon auszugehen ist, dass sie das Potential besitzen, ein hohes Maß an Umweltschutz bei den Aktivitäten im Rahmens dieses Dokuments zu erreichen. Die beschriebenen Techniken beinhalten sowohl die angewandte Technologie als auch die Art und Weise, wie die Anlagen geplant, gebaut, gewartet, betrieben und stillgelegt werden.

Der Abschnitt behandelt Umweltmanagementsysteme, prozessintegrierte Techniken und End-of-pipe-Maßnahmen. Die Abfallvermeidung und Abfallwirtschaft, einschließlich Abfallminimierungs- und Recyclingverfahren, werden ebenso berücksichtigt wie Techniken, die den Verbrauch von Rohstoffen, Wasser und Energie durch die Optimierung der Verwendung und Wiederverwendung verringern. Die beschriebenen Techniken umfassen außerdem Maßnahmen, die eingesetzt werden, um die Umweltfolgen von Unfällen und Zwischenfällen zu verhindern oder zu begrenzen, sowie Maßnahmen zur Altlastensanierung. Des Weiteren beinhalten sie auch Maßnahmen zur Vermeidung oder Verringerung von Emissionen unter von den normalen Betriebsbedingungen abweichenden Bedingungen (wie z. B. Anfahr- und Abfahrvorgänge, Leckagen, Fehlfunktionen, zeitweilige Betriebsunterbrechungen und das endgültige Einstellen des Betriebs).

Anhang III der Richtlinie führt eine Reihe von Kriterien zur Festlegung von BVT auf und die Informationen in diesem Kapitel berücksichtigen diese Punkte. Sofern möglich, wird die Standardstruktur in Tabelle 6.18 verwendet, um die Informationen zu jeder Technik zu umreißen, so dass ein Vergleich der Techniken und eine Bewertung auf der Grundlage der BVT-Definition in der Industrieemissionsrichtlinie möglich ist.

Dieser Abschnitt stellt nicht unbedingt eine erschöpfende Auflistung von Techniken, die in dem Sektor angewendet werden könnten, zur Verfügung. Es können weitere Techniken vorhanden sein oder entwickelt werden, die bei der Festlegung von BVT für eine einzelne Anlage berücksichtigt werden könnten.

Tabelle 6.18: Informationen für jede in diesem Kapitel beschriebene Technik

Überschriften in den Abschnitten
Beschreibung
Technische Beschreibung
Erreichter Umweltnutzen
Umweltleistung und Betriebsdaten
Medienübergreifende Auswirkungen
Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen
Angaben zur Wirtschaftlichkeit
Wichtiger Grund für die Einführung
Anlagenbeispiele
Referenzliteratur

In den meisten Fällen sind Anlagen zur Altpapierverarbeitung in eine Papierfabrik integriert (es gibt europaweit nur zwei nicht integrierte DIP-Anlagen). Deshalb gibt es zwischen der Altpapierverarbeitung (Aufschluss und Stoffaufbereitung) und der Papierherstellung sowie mit den damit verbundenen Prozessen bestimmte Überschneidungen. Für integrierte RCF-Anlagen siehe auch Kapitel 7.

6.3.1 Gute Betriebspraxis bei der Handhabung und Lagerung von Altpapier

Beschreibung

Nach dem Sortieren wird das Altpapier entweder als loses Material auf LKWs oder in Form von Ballen an die Papierfabriken ausgeliefert. Loses Altpapier wird manchmal in speziellen Bunkern oder geschlossenen, überdachten Anlagen (siehe Abbildung 6.29) gelagert, kann aber auch ohne Überdachung im Freien gelagert werden.

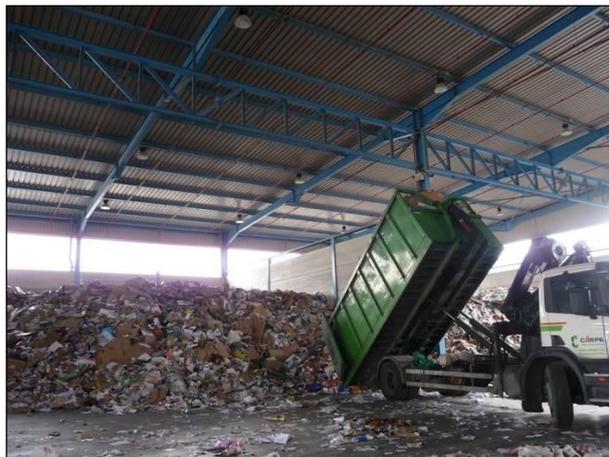


Abbildung 6.29: Entladen und Lagerung losen Altpapiers in einer geschlossenen und überdachten Anlage

Sowohl Fabriken für Altpapier mit Deinking als auch ohne Deinking nehmen loses Altpapier entgegen und sortieren dieses vor Ort. Es kann ein Vorteil sein, die Sortierung oder die endgültige Sortierung vor Ort vorzunehmen, da dies eine bessere Kontrolle der Qualität des sortierten Altpapiers ermöglicht.

Die meisten RCF-Fabriken bekommen sortierte Ballen mit definierten Altpapierqualitäten geliefert. Auf dem Altpapierplatz werden die Ballen meist im Freien auf einem Bereich mit Betondecke und Regenwasserabfluss (siehe Abbildung 6.30), der in einigen Fällen auch überdacht ist, gelagert. Im Freien gelagertes Altpapier ist Wetterbedingungen wie Wind, Regen, Schnee, Frost oder Sonnenlicht ausgesetzt. Es müssen Vorkehrungen zur Vermeidung von Gefahren durch abfließendes Regenwasser und Löschwasser, das im Brandfall anfallen kann, getroffen werden. Eine Rückhaltemöglichkeit, die die Behandlung von verschmutztem Ablaufwasser ermöglicht, ist erforderlich.



Abbildung 6.30: Lagerung von Altpapier im Freien auf Betondecke

Die Lagerung im Innenbereich wird eher für Altpapier höherer Qualität und damit teurere Papiersorten oder bei längeren Lagerzeiten angewendet. Dies verhindert auch den Verlust von Rohstoffen und minimiert die Verteilung des Altpapiers bei windigen Verhältnissen.

In einigen Fabriken werden die Ballen im Freien unter einem Dach gelagert, um das Material vor Wettereinflüssen (Feuchtigkeit, mikrobiologische Abbauprozesse etc.) zu schützen, wie in Abbildung 6.31 dargestellt.



Abbildung 6.31: Lagerung von Altpapier in Ballen unter einem Dach

Erreichter Umweltnutzen

Wenn Maßnahmen gemäß einer guten Betriebspraxis angewendet werden, haben der Transport und die Lagerung von Altpapier keine negativen Auswirkungen auf die Umwelt, die Sicherheit oder die öffentliche Gesundheit.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Sortierte Ballen mit definierten Sorten von RCF-Papier werden meist im Freien und in einigen Fällen auch unter einem Dach gelagert. Im Freien gelagertes Altpapier sollte auf einem Bereich mit Betondecke und Regenwasserabfluss und/oder Rückhaltevorrichtung für verunreinigte Wasserströme abgeladen werden. Bei Regen entstehen auf diesen Altpapierplätzen im Freien geringe Mengen verunreinigten Wassers. Das verunreinigte Regenwasser wird vorzugsweise erfasst und in einer Abwasserbehandlungsanlage behandelt; nicht verschmutztes Regenwasser, z. B. von Dächern kann separat abgeleitet werden.

In anderen Fabriken läuft bei gelegentlichen starken Regenfällen das abfließende verschmutzte Regenwasser vom Altpapierplatz an der Abwasserbehandlungsanlage vorbei, insbesondere wenn die Anlage nicht für plötzliche Erhöhungen des Volumenstroms ausgelegt ist. Dies ist jedoch mit einer unkontrollierten Einleitung verschmutzten Regenwassers in das aufnehmende Gewässer verbunden und die Zwischenlagerung dieser Ströme in irgendeiner Art von Rückhaltevorrichtung verringert die in Gewässer eingeleitete Schmutzfracht.

Um das Kanalisationssystem bei Regenfällen nicht zu verstopfen, sollten der Oberflächenabfluss und das Kanalisationssystem vor Feststoffen vom Altpapierplatz (z. B. Papierbögen oder Papierschnipsel) durch den Einbau und die entsprechende Wartung von Sieben geschützt werden.

In einigen Fabriken werden die Ballen im Freien unter einem Dach gelagert, um das Material vor Wettereinflüssen (Feuchtigkeit, mikrobiologische Abbauprozesse etc.) zu schützen, wie in Abbildung 6.31 dargestellt. Ein Beispiel hierfür ist die Papierfabrik UPM Steyrermühl, AT.

Das Gelände des Altpapierplatzes ist zum Schutz vor Verwehungen normalerweise von Zäunen umschlossen. Zur Verringerung der Staubemissionen wird der Lagerbereich regelmäßig gereinigt. Dadurch werden auch die Verwehung von Papierschnipseln und das Zusammenpressen von Papier durch Verkehr auf dem Betriebsgelände vermieden, was insbesondere bei trockenem Wetter zu zusätzlichen Staubemissionen führen kann.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die Maßnahmen gemäß einer guten Betriebspraxis haben keine negativen Auswirkungen. Durch die Sortierung vor Ort entstehen zusätzliche Rückstände, die sich ansonsten auf den externen Sammelplätzen ansammeln und nun durch die Fabrik entsorgt werden müssen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Maßnahmen/Techniken können in neuen und bestehenden Fabriken angewendet werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Anforderungen durch die zuständigen Behörden und Genehmigungen.

Anlagenbeispiele

In der Papierfabrik UPM Steyrermühl, AT, wird gemischtes Altpapier unter einem Dach gelagert. Die meisten Fabriken in Deutschland laden im Freien gelagertes Altpapier auf einem Bereich mit Betondecke und Regenwasserabfluss ab. Erfasste verunreinigte Regenwasserabflüsse werden in der biologischen Abwasserbehandlungsanlage behandelt.

6.3.2 Getrennthaltung von Sperrwasser und Kühlwasser von verunreinigtem Prozesswasser und Wiederverwendung des Wassers

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Durch diese Maßnahme wird der Frischwasserbedarf verringert und sie ist ein Bestandteil des Gesamtwassermanagements in Papierfabriken. Das Wassermanagement in Papierfabriken ist eine komplexe Aufgabe, die viele Aspekte beinhaltet. Zur Übersicht sind nachfolgend die wichtigsten Grundsätze für die betriebsinternen Maßnahmen zur Reduzierung des Frischwasserverbrauchs und der Abwassereinleitungen bei Altpapierfabriken kurz zusammengefasst. In jedem Fall wird auf die Abschnitte des Dokuments verwiesen, die genauere Informationen enthalten.

- Einsatz von geeigneten Techniken zur Trennung von weniger verunreinigtem Wasser von verunreinigtem Prozesswasser. Maßnahmen, die dabei in Betracht zu ziehen sind, sind die Trennung und Wiederverwendung von Kühlwasser und die Wiederverwendung von wenig verunreinigten Sperr- und Prozesswässern, die in Vakuumsystemen zum Einsatz kommen.
- Verringerung des Frischwasserverbrauchs durch Rückführung von Kreislaufwasser zu verschiedenen Stellen in Abhängigkeit von den benötigten Wasserqualitäten. Im Prozess sind bezüglich der Reduzierung des Frischwasserverbrauchs zum Beispiel folgende Vorgänge von besonderem Interesse: die Verdünnung von Faserrohstoffen und Füllstoffen, die Verdünnung von

Prozess- und Produkthilfsmitteln, das Spritzwassersystem, das Vakuumsystem und das Sperrwasser für Pumpen und Rührwerke (siehe Abschnitt 6.3.3 und Abschnitt 7.3.1).

- Verringerung des Frischwasserverbrauchs durch konsequente Trennung der Wasserkreisläufe zusammen mit Gegenstromführungen (siehe Abschnitt 6.3.3).
- Erzeugung von geklärtem Wasser aus Kreislaufwasser zur Substitution von Frischwasser, das normalerweise in der Anlage zur Faserrückgewinnung durch Einsatz von Bogensieben, Mehrscheibenfiltern (siehe Abschnitt 7.1.3) oder durch Druckentspannungsflotation (siehe Abschnitt 6.3.11) gewonnen wird.
- Maßnahmen zur Bewältigung möglicher negativer Auswirkungen der erhöhten Rückführung von Prozesswasser (siehe Abschnitt 7.3.2).
- In einigen Fällen wird die weitere Reinigung von geklärtem Kreislaufwasser eingesetzt (siehe Abschnitt 7.3.3). Dieses gereinigte Wasser erfüllt relativ hohe Qualitätsanforderungen.

Die Trennung von sauberen benutzten Kühlwässern von den Prozessabwässern und ihre Wiederverwendung für andere Zwecke sind Wege zur Reduzierung des Frischwasserverbrauchs. Kühlwasser sollte in jedem Fall separat von verschmutzten Papiermaschinenabwässern gehalten werden und nicht mit Prozesswasser, das noch nicht behandelt wurde, gemischt werden. Zum Schutz werden Mikrosiebe und andere Knotenfänger zur Entfernung der Feststoffe empfohlen. Wenn Kühlwasseranteile in die Kanalisation abgeleitet werden, sollte ihre Vermischung mit verunreinigtem Prozessabwasser zur Sicherstellung der Reinigungsleistung der Abwasserbehandlung und zur Reduzierung der Behandlungskosten vermieden werden.

Die gebräuchlichste Einrichtung zur Vakuumerzeugung - die Wasserringpumpe - verbraucht große Mengen Sperrwasser. Ein wirksames Vakuumsystem mit Wasserringpumpen kann zum Beispiel circa 1 m^3 Sperrwasser/t benötigen. Das Sperrwasser ist mit Fasern verunreinigt und die Temperatur steigt an, wenn das Sperrwasser die Wasserringpumpe durchläuft. Der Frischwasserbedarf für das Sperr- und Prozesswasser von Wasserringpumpen kann durch die Wasserrückführung von den Pumpen über einen Wärmetauscher oder Kühlturm erheblich reduziert werden. Es ist sogar möglich, Wasserringpumpensysteme mit geschlossenem Wasserkreislauf zu betreiben, wenn ein Kühlturm zum Herunterkühlen des Sperrwassers vorhanden ist. In diesem Fall wird kein Frischwasser benötigt, aber mögliche Probleme mit Belagbildung durch die Ausfällung von Calciumcarbonat müssen vermindert werden. Manchmal muss das Wasser für die Wasserringpumpe beispielsweise durch Einsatz eines Bogensiebes vor dem Eintritt in den Wärmetauscher geklärt werden. Die Einstellung des pH-Wertes im Wasserkreislauf kann auch erforderlich sein. Es kann außerdem notwendig sein, die Kapazität zur Speicherung von Prozesswasser zu erhöhen, um unnötige Überläufe von Kreislaufwasser im Falle eines Produktionsstillstandes oder anderen Ungleichgewichten bei der Faserstoffverarbeitung zu vermeiden. Die Erhöhung der Speicherkapazität bedeutet normalerweise die Installation von zusätzlichen Tanks, Rohrleitungen und Pumpen.

Anstelle von Wasserringpumpen können wasserfreie Vakuumsysteme zur Entwässerung in der Sieb- und Pressenpartie verwendet werden. Diese Systeme nutzen drehzahlveränderliche Turbogebläse, benötigen kein Sperrwasser und sind auch energieeffizienter (siehe Abschnitt 2.9.6.2.1).

Umwelleistung und Betriebsdaten

Die Trennung und das Recycling von weniger verunreinigtem Wasser von verunreinigtem Wasser ist in vielen europäischen Fabriken gängige Praxis, aber der Grad der Wasserkreislaufführung ist unterschiedlich.

Bei geeigneter Kreislaufführung des Sperrwassers ist die Verminderung des Frischwasserverbrauchs für Wasserringpumpen auf $< 1 \text{ m}^3/\text{t}$ möglich. Gleichzeitig ist bei Einsatz von Wärmetauschern die Rückgewinnung eines Teiles der Energie möglich. Wasserfreie Vakuumsysteme benötigen kein Sperrwasser (siehe Abschnitt 2.9.6.2.1).

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine negativen Auswirkungen. Energieeinsparungen sind möglich, insbesondere wenn wasserfreie Vakuumsysteme anstelle von Wasserringpumpen verwendet werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Trennung und Wiederverwendung von sauberen Kühlwassern und Wasser von Vakuumsystemen (Sperrwasser) kann in bestehenden und in neuen Fabriken realisiert werden. Die Trennung und Wiederverwendung von sauberen Kühlwässern von Prozessabwässern ist bei neuen Anlagen relativ einfach zu bewerkstelligen; bei bestehenden Anlagen ist die Umsetzung dieser Maßnahmen komplizierter. Allerdings ist die Kühlwassertrennung und -rückführung nach dem Kühlen üblich. Das gleiche gilt für die Kreislaufführung von Sperrwässern.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Das Recycling von Kühl- und Sperrwässern erfordert üblicherweise zusätzliche Investitionen für Rohrleitungen, für das Pumpen und die Filtration des Wassers. Die Erhöhung der Wasserspeicherkapazitäten bedingt normalerweise die Installation von zusätzlichen Tanks. Angaben zu spezifischen Kosten sind nicht verfügbar. Neben den Kosten für die Umsetzung der beschriebenen Maßnahmen können Kosteneinsparungen erwartet werden wie z.B. durch niedrigere Kosten für das Rohwasser (und für die Rohwasserbehandlung) und für den Energieverbrauch.

Wichtiger Grund für die Einführung

Vom wirtschaftlichen Standpunkt aus stellt die Verringerung des Frischwasserverbrauchs durch Kreislaufführung von wenig verunreinigtem Wasser eine vernünftige Maßnahme dar. Die Ableitung von wenig verunreinigten Kühl- und Sperrwasseranteilen zusammen mit verunreinigtem Prozesswasser soll in vielen Ländern vermieden werden.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Anlagen in Europa.

Referenzliteratur

[14, CEPI 1997], [74, Pöyry 1994], [163, J.Lahtinen et al. 2009].

6.3.3 Optimales Wassermanagement, Getrennthaltung und Führung von Wasserkreisläufen, Gegenstromführung und integrierte Wasserklärung

Beschreibung

Bei der Herstellung von Papier auf RCF-Basis können die Wasserkreisläufe für einen minimierten Frischwasserverbrauch ausgelegt werden (siehe auch Abschnitt 2.9.3 und 2.9.4). Wie in Abbildung 6.32 dargestellt, wird bei den heutigen Wasserkreislaufsystemen das Prozesswasser mehrmals wiederverwendet. Dies erfordert die kontinuierliche Überwachung der Prozesswasserqualität.

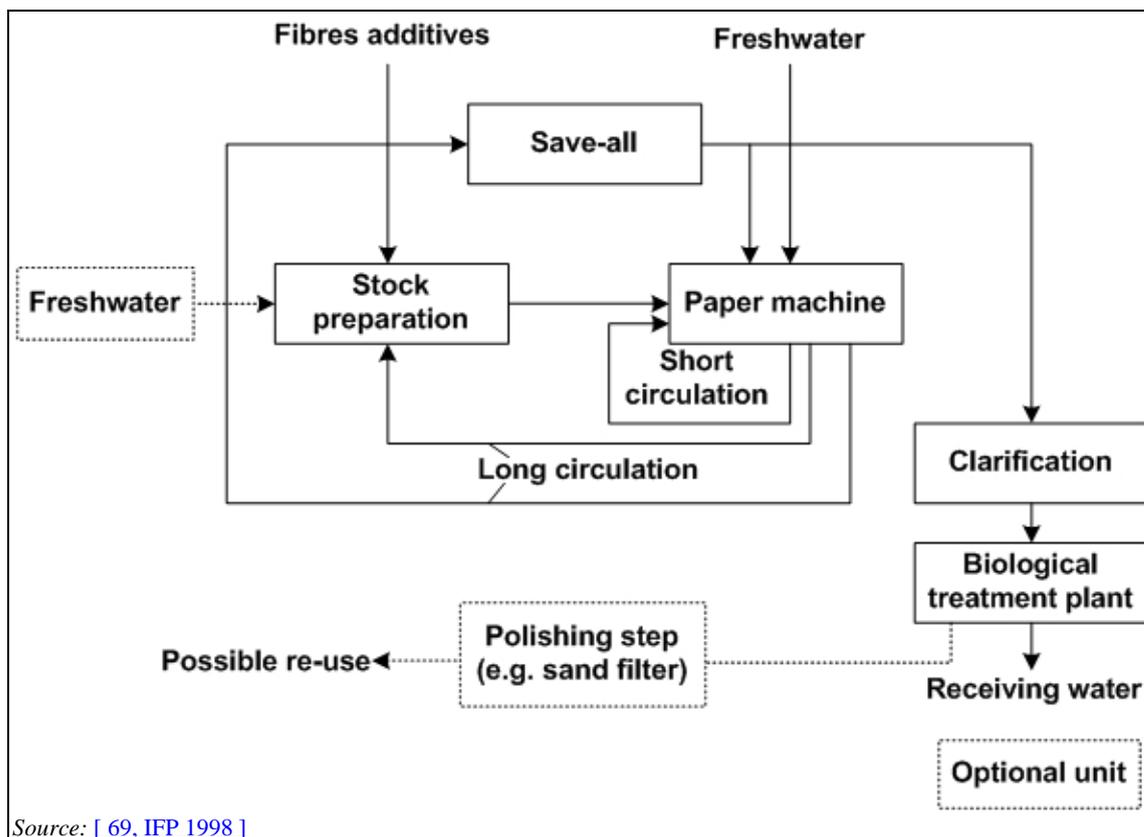


Abbildung 6.32: Schema von Wasserkreislaufführungen in Papierfabriken

Alle Papierfabriken setzen unbehandeltes, mit Fasern angereichertes Kreislaufwasser aus der Papiermaschine zur Verdünnung des Dickstoffs im Mischtrog über der Papiermaschine (Primärkreislauf) oder in der Stoffaufbereitung (Sekundärkreislauf) ein. Das Hauptprinzip der Wiederverwendung von Prozesswasser ist der in den Systemen rückwärts gerichtete Prozesswasserfluss: der Kreislaufwasserstrom von der Papierfabrik zum Aufschluss sollte im Gegenstrom zum Faserfluss angeordnet sein. In einer integrierten Zellstoff- und Papierfabrik haben der Aufschlussbereich, die Bleicherei (soweit eine vorhanden ist) und die Papierfabrik jeweils einen eigenen Wasserkreislauf, aus dem das Überschusswasser zur vorgelagerten Verfahrensstufe, für die die Anforderungen an die Wasserqualität weniger anspruchsvoll sind, zurückgeführt wird. Das überschüssige Kreislaufwasser aus der Papiermaschine wird anstelle von Frischwasser in der Bleicherei und das Überschusswasser aus der Bleicherei wird anstelle von Frischwasser für den Aufschluss verwendet.

Es ist von großer Wichtigkeit, das in die gleiche Richtung wie der Produktfluss strömende Kreislaufwasser d.h. von der Bleichanlage zur Papiermaschine, zu minimieren. Dies wird durch das Entfernen von möglichst viel Wasser aus dem Faserstrom erreicht, bevor dieser in das Bleichsystem gelangt und wiederum bevor er in das Papiermaschinensystem eintritt. Auf diese Weise wird die Verschleppung von prozesswasserlöslichen Stoffen in relativ saubere Prozesswassersysteme minimiert.

Die Trennung der Wasserkreisläufe wird mittels Eindickern wie Entwässerungsschnecken und Siebpressen oder einer Waschstufe, d.h. einem Eindickungsschritt durchgeführt. Abbildung 6.33 zeigt das vorgeschlagene Konzept für eine holländische Papierfabrik, die das Potenzial für die Wasserkreislaufschließung untersucht hat. Bei diesem Beispiel wurde berechnet, dass die im Zuge der Stoffaufbereitung anfallende und in den Papiermaschinenkreislauf eingetragene CSB-Fracht ungefähr um einen Faktor von 2 – 4 reduziert werden kann. Der zusätzliche Eindicker führt zu einer verbesserten Trennung der „schmutzigen“ Stoffaufbereitung von der „sauberen“ Papiermaschine und somit zu einer beträchtlichen Reduzierung der organischen Stoffe, die den Papiermaschinenkreislauf erreichen.

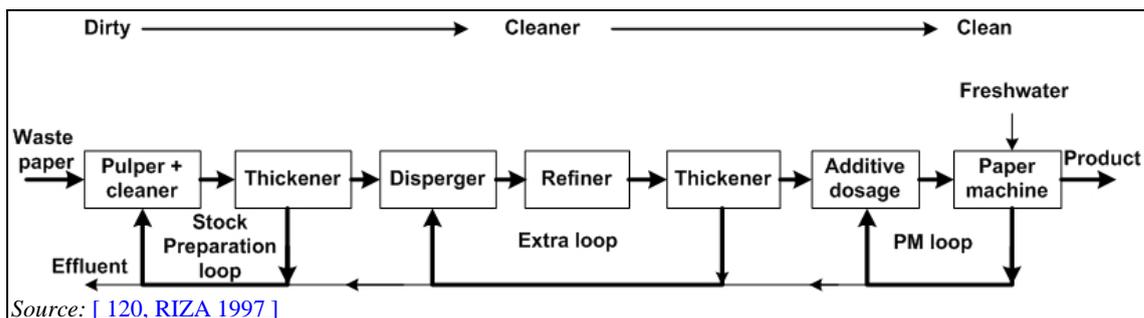


Abbildung 6.33: Anordnung der Wasserkreisläufe in einer Papierfabrik mit Trennung der Wasserkreisläufe und Gegenstromführung

Ein Teil des Kreislaufwassers (siehe Abbildung 6.32) wird in Stofffängern (siehe Abschnitt 7.1.3) unter Einsatz der Filtration (Mehrscheibenfilter, Trommelfilter und in einigen Fällen Ultrafiltration, siehe Abschnitt 7.3.3) oder der Flotation (Druckentspannungsflotation, DAF, siehe Abschnitt 6.3.11) gereinigt. Das gereinigte Wasser wird dann als Frischwasserersatz wiederverwendet, z.B. für Spritzrohre, die für die Reinigung der Bespannung für Papiermaschinen (Siebe, Filze) im Einsatz sind. Gereinigtes überschüssiges Prozesswasser wird zur Abwasserbehandlungsanlage abgeleitet. In einigen Fällen wird gereinigtes Abwasser teilweise als Prozesswasser z.B. für Wellenstoff und Testliner auf RCF-Basis und in geringerem Ausmaß für Zeitungsdruckpapier auf RCF-Basis wiederverwendet.

In vielen Papierfabriken wird Frischwasser nur als Kesselspeisewasser, zur Verdünnung von Chemikalienzusätzen und an solchen Stellen der Papiermaschine eingesetzt, an denen eine hochgradig feststofffreie Wasserqualität benötigt wird, z.B. für Spritzrohre und Kantensprüher.

Allerdings weist das Schließen der Prozesswassersysteme sowohl Vorteile als auch Nachteile auf. Die erhöhte Wasserkreislaufschließung führt zu einer beträchtlichen Belastung des Prozesswassers mit kolloidalen und gelösten organischen und anorganischen Verbindungen, die schwerwiegende Probleme im Produktionsprozess verursachen können, wenn keine Gegenmaßnahmen zur Vermeidung möglicher Schwierigkeiten unternommen werden (siehe Abschnitt 7.3.2). Einige der Vorteile und Nachteile der Wasserkreislaufschließung sind in Tabelle 6.19 zusammengefasst.

Tabelle 6.19: Vorteile und Nachteile der Wasserkreislaufschließung in Papierfabriken

Vorteile	Nachteile
<ul style="list-style-type: none"> • Geringerer Wasserverbrauch. • Geringere Frischwasseraufbereitung. • Geringere Mengen zur Einleitung in die Abwasserbehandlung. Die Abwasserbehandlungsanlage kann kleiner gebaut werden (niedrigere Investitions- und Betriebskosten). Verunreinigungen sind konzentrierter, was oft eine höhere Reinigungsleistung und damit niedrigere Emissionen ermöglicht. • Eine Produktionserhöhung wird nicht durch das Überschreiten des zulässigen Volumenstroms behindert. • Verringerung der Faser- und Füllstoffverluste • Erhöhte Prozesstemperatur, was eine verbesserte Entwässerung der Papierbahn zur Folge hat. • Verringerter Energiebedarf. 	<ul style="list-style-type: none"> • Anreicherung von (suspendierten) Feststoffen. • Anreicherung von organischen und anorganischen Stoffen. • Vermehrte Probleme mit Geruchsbildung durch die Anreicherung von organischen Stoffen. • Kompliziertere Prozesse. • Korrosionsprobleme. • Erhöhter Einsatz von Zusatzstoffen. • Verstopfung von Anlagenteilen. • Probleme mit der Produktqualität. • Belag- und Schleimbildung. • Erhöhte Prozesswassertemperatur (kann auch ein Vorteil sein, siehe linke Spalte).

Quelle: [23, Dutch Notes on BAT 1996]

Bei völlig geschlossenen Wassersystemen (nur anwendbar für die Herstellung von Testliner und Wellenstoff) können zusätzlich schwerwiegende Probleme auftreten, für die Gegenmaßnahmen ergriffen werden müssen. Dies umfasst zum Beispiel:

- Beträchtlicher Rückgang des Sauerstoffgehaltes des Prozesswassers in die Nähe anaerober Verhältnisse, der mit der mikrobiell bedingten Reduktion von Sulfat zu Schwefelwasserstoff und der Bildung von geruchsintensiven kurzkettigen Fettsäuren einhergeht;
- Verstärktes Wachstum von Mikroorganismen und ein höherer Bedarf an Schleimbekämpfungsmitteln;
- Aggressive Korrosion, die durch hohe Temperaturen und hohe Gehalte an Chloriden, Sulfaten und organischen Säuren hervorgerufen wird;
- Beträchtliche Emission von geruchsintensiven organischen Verbindungen aus dem Trocknerbereich der Papiermaschine in die Umgebung der Papierfabrik;
- Beeinträchtigte Qualität des hergestellten Papiers, beeinflusst durch geruchsintensive Verbindungen.

Die meisten dieser Probleme können bei Frischwasserverbrauchswerten unter 4 – 6 m³/t Papier (das entspricht einem Abwasservolumenstrom von 2,5 – 4,5 m³/t) auftreten, wenn keine Gegenmaßnahmen ergriffen werden.

Einige europäische Papierfabriken haben integrierte biologische Behandlungsanlagen zur Reduzierung der organischen Fracht des Prozesswassers installiert, um die möglichen Nachteile durch die geschlossenen Prozesswasserkreisläufe zu verringern und besser zu kontrollieren (siehe Abschnitt 6.3.4). Um diese Probleme zu meistern, haben einige Fabriken, die „Braunpapiere“ herstellen, ihren bereits vollständig geschlossenen Wasserkreislauf wieder geöffnet und produzieren nun mit einer kleinen Abwassermenge im Bereich von 2,5 bis 4,5 m³/Tonne hergestellten Papiers.

Wegen des geeigneten BSB₅/CSB-Verhältnisses kann das Abwasser in kombinierten anaeroben/aeroben oder aeroben Behandlungsanlagen sehr wirksam behandelt werden (siehe Abschnitt 6.3.7).

Erreichter Umweltnutzen

Mit dieser Technik können beträchtliche Mengen an Frischwasser eingespart werden. Frischwasser wird nur als Zusatzwasser für das Papiermaschinensystem benötigt.

Durch Maßnahmen zur Verringerung der eingesetzten Wassermenge in Verbindung mit einer optimierten Wasserkreislauftrennung und -anordnung und Prozesswasserklärung wird die Konzentration unerwünschter Stoffe im Papiermaschinenwasserkreislauf nicht erhöht, wodurch der wirtschaftliche Betrieb der Anlage erhalten wird. Die erzielbare Frischwasserverminderungsrate hängt hauptsächlich von der Situation vor Einführung der Verbesserungen und dem nachgeschalteten Abwassersystem ab. Die erreichten Umweltverbesserungen sollten als Ganzes zusammen mit der angewendeten externen Abwasserbehandlung betrachtet werden. Die konsequente Trennung der Wasserkreisläufe führt zu guten Voraussetzungen für die integrierte Behandlung zur Entfernung von Störsubstanzen (so genannte „Nierenbehandlung“). Für weitere Informationen zur „Nierenbehandlung“ wird auf die Abschnitte 6.3.4, 6.3.9, 7.3.3 und 7.4.1. verwiesen.

Die Maßnahmen zur Verringerung der Emissionen in Oberflächengewässern hängen oft eng mit der Reduktion des Frischwasserverbrauchs zusammen. Durch die Schließung der Wasserkreisläufe werden geringere Abwassermengen mit höheren Verschmutzungsgraden erzeugt. Als Folge davon ist die Reinigungsleistung der Abwasserbehandlung oft höher. Im Allgemeinen können konzentrierte Abwasserströme wirksamer behandelt werden und manchmal kann eine Verringerung der eingeleiteten CSB-Fracht erzielt werden.

Umwelleistung und Betriebsdaten

In Fabriken zur Herstellung von Papier auf RCF-Basis ohne Deinking wird für die Stoffaufbereitung kein Frischwasser benötigt. Da diese Fabriken Zellstoff und Papier am gleichen Standort produzieren (integrierte Produktion) wird im Papiermaschinenteil Frischwasser benötigt.

Für die Produktion von Wellenstoff und Testliner ohne Deinking sowie für einige Arten von Karton ist ein spezifischer Frischwasserverbrauch von 4 – 8 m³/t produziertem Papier erzielbar. Die Erfahrungen zeigen, dass dieser Bereich für den Frischwasserverbrauch nicht zu negativen Auswirkungen auf den wirtschaftlichen Betrieb der Papiermaschinen und die Papierqualität führt. Die Erfahrungen in neuen und bestehenden Fabriken sind gut und die gegenwärtige Konzeption der Papiermaschinen unterstützt ihren Einsatz. Eine Reihe von Anlagen, die mit diesem Wasserverbrauch Wellenpapier herstellen, erreichen hohe Produktqualitätsstandards. Geringe Wasservolumenströme erhöhen den CSB-Gehalt des Prozesswassers auf einen Konzentrationsbereich, der besonders für eine anaerobe Abwasserbehandlung geeignet ist, die den Vorteil der Biogaserzeugung mit sich bringt.

Viele Papierfabriken führen einen Teilstrom des biologisch behandelten Prozesswassers in den Wasserkreislauf zurück, insbesondere Fabriken, die Wellenpapier oder Testliner herstellen. Einige Fabriken mit hochgradig geschlossenen Wasserkreisläufen haben Probleme in Bezug auf die Anreicherung von Calcium im Prozesswasser, was Calciumcarbonatausfällungen und Belagbildungen in Rohrleitungen, Sieben und Filzen verursacht. In jüngerer Vergangenheit wurde in einigen Papierfabriken eine mögliche Lösung für dieses Problem angewendet (siehe Abschnitt 6.3.5). Eine Papierfabrik, die LWC- und weiß gedeckten Testliner herstellt, führt zum Beispiel anaerob behandeltes Prozesswasser nach der kontrollierten Ausfällung von Calciumcarbonat als Ersatz für Frischwasser zurück (Leipa, Schwedt, DE).

Außerdem gibt es einige Anwendungen der anaeroben-aeroben Behandlung in „biologischen Nieren“, die als fester Bestandteil der Prozesswasserbehandlung betrieben wird (z. B. RCF DE 6, UIPSA, Durango McKinley USA), siehe Abschnitt 6.3.4. Einige RCF-Fabriken ohne Deinking betreiben sogar ein vollständig geschlossenes Wassersystem.

Bei der Stoffaufbereitung ist die Reinheit des Prozesswassers weniger kritisch als beim Kreislaufwasser der Papiermaschine. Daher wird bei der Stoffaufbereitung zu einem sehr großen Teil überschüssiges geklärtes Kreislaufwasser aus der Papierfabrik und intern geklärtes Kreislaufwasser genutzt.

In Altpapier verarbeitenden Papierfabriken mit Deinking ist der Grad der Wasserkreislaufschließung aufgrund der zu erreichenden Papiereigenschaften (Weißgrad, Reinheit) eingeschränkter. In den meisten effizienten Anlagen sind Abwasservolumenströme bis zu 6 – 8 m³/t erreichbar. Ihr Abwasser wurde gewöhnlich mit aeroben Systemen behandelt. Seit ungefähr 2007 wird die anaerobe Behandlung mit Erfolg für Abwasser von Fabriken zur Herstellung von RCF-Hygienepapier und seit kurzem auch für Abwässer der Zeitungsdruckpapierherstellung angewendet. In letzterem Fall wird die hauptsächliche CSB-Fracht dem Deinkingprozess zugeschrieben. Konzentrierte Volumenströme und neue Hochlastreaktorauslegungen ermöglichen diese energieeffiziente Option (siehe Abschnitt 6.3.8).

Eine Hygienepapierfabrik auf RCF-Basis kann für die wirksame Wäsche von Maschinenfilzen mehr Wasser benötigen.

Für weitere Daten in Bezug auf den Wasserverbrauch in echten Fabriken wird auf die Abschnitte 6.2.2.2, 6.3.7 und 6.3.8. verwiesen.

Die potenziell auftretenden Nachteile der Schließung von Wassersystemen sind zu vermindern (siehe Abschnitt 7.3.2). Ansonsten kann die Anreicherung von suspendierten Feststoffen sowie von gelösten organischen und anorganischen Stoffen im Kreislaufwassersystem nachteilige Auswirkungen haben.

Medienübergreifende Auswirkungen

Durch die intensiviertere Wiederverwendung des Prozesswassers steigt die Temperatur des Prozesswassers. Daher kann der Dampfverbrauch zur Erwärmung des Prozesswassers verringert werden. Jede Fabrik muss das optimale Wassergleichgewicht finden und Maßnahmen einführen, um mögliche Nachteile der Schließung des Wassersystems zu vermeiden, zu verringern oder zu kontrollieren. Die höhere Konzentration in den Kreisläufen kann eine zusätzlich anaerobe biologische Behandlung erforderlich machen. Die Anwendung anaerober Abwasserbehandlungsmethoden führt zu einer Verringerung des Bedarfs an fossilen Brennstoffen bei der Papierherstellung (siehe Abschnitt 6.3.7).

Die Bildung von Wasserkreisläufen durch den Einsatz von Eindickern, die Prozesswasser von den Fasern trennen, führt zu einer wesentlichen Veränderung der Zusammensetzung des Wasserkreislaufs der Papiermaschine in Bezug auf die Menge an organischen und anorganischen Stoffen (z. B. anionische Störstoffe). Dies führt zu einer veränderten Wirksamkeit der Zusatzstoffe in der Nasspartie. Die erhöhte Salzhaltigkeit (Ionengehalt) durch die Anreicherung mineralischer Stoffe in den Wasserkreisläufen und deren Wirkung auf das Retentionsmittel, die Stärke und die Wirksamkeit anderer Zusatzstoffe muss berücksichtigt und kontrolliert werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die beschriebenen Maßnahmen zum Wassermanagement können sowohl in neuen und bestehenden Fabriken umgesetzt werden. In einigen älteren Fabriken, die einen höheren Frischwasserverbrauch aufweisen können, kann eine Verringerung abhängig von der Qualität des für Maschinen und Rohrleitungen verwendeten Materials Korrosionsprobleme verursachen. In diesem Fall ist der schrittweise Austausch dieser technischen Einrichtungen erforderlich. Die vorhandenen Abwasserbehandlungsanlagen müssen an die veränderten Volumenströme und Frachten angepasst werden.

Eine Anordnung mit einer nach hinten gerichteten Kreislaufwasserführung im Gegenstrom zum Faserfluss, kann nur in integrierten Zellstoff- und Papier-/Kartonfabriken eingesetzt werden. Papierrecyclinganlagen sind mit wenigen Ausnahmen in eine Papierfabrik integriert.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Minimierung des Frischwasserverbrauchs reduziert die Kosten für die Frischwasseraufbereitung und für die Abwasserbehandlung. Die eingesetzten Maßnahmen hängen von den spezifischen Bedingungen in den Papierfabriken ab. Die Kosten dieser Maßnahme sind von der Anzahl und Art der notwendigen Umstellungen des Wasserkreislaufs sowie von der Art der notwendigen zusätzlichen Einrichtungen abhängig. Deshalb ist die Angabe von spezifischen Kosten nicht möglich. Eine ausreichende Speicherkapazität für die Speicherung von Kreislaufwasser ist erforderlich.

Wichtiger Grund für die Einführung

Der Hauptgrund für das Prozesswasserrecycling liegt in der Verminderung der Abwasserbelastung aus integrierten Altpapier verarbeitenden Fabriken. Das Schließen der Wassersysteme ist eine Voraussetzung für die effiziente Abwasserbehandlung (niedrigere Investitions- und Betriebskosten und höhere Reinigungsleistungen). Für die Einführung von Maßnahmen zur Reduzierung des Frischwasserverbrauchs gibt es folgende Gründe:

- Einsparung von Frischwasserkosten (in einigen Ländern),
- Einsparung von Kosten für die Abwasserreinigung,
- Einsparung von Abwassergebühren,
- Ein lokal bedingter Grund könnte in der Verringerung der Grundwasserentnahme liegen.

Anlagenbeispiele

Viele Altpapier verarbeitende Papierfabriken in Europa haben die beschriebenen Maßnahmen eingeführt.

Referenzliteratur

[14, CEPI 1997], [23, Dutch Notes on BAT 1996], [69, IFP 1998], [74, Pöyry 1994], [93, Mönnigmann et al. 1996], [120, RIZA 1997].

6.3.4 Integrierte biologische Behandlung des Prozesswassers für geschlossene Wasserkreisläufe

Beschreibung

In Europa und Nordamerika haben einige Papierfabriken zur Herstellung von Wellenstoff und Testliner ihre Abwassereinleitungen erfolgreich auf Null gebracht und betreiben sogenannte geschlossene Wassersysteme. Allerdings verursacht die unvermeidliche Anreicherung von gelösten und kolloidalen organischen Stoffen in den geschlossenen Wasserkreisläufen in den meisten Fällen gravierende Probleme, wie Korrosion, unangenehmen Geruch im hergestellten Papier und auch in emittierten Dampfschwaden aus den Papiermaschinen. Zur Reduzierung der organischen Belastung des Prozesswassers sind Behandlungstechniken, die gewöhnlich für die End-of-pipe-Abwasserbehandlung eingesetzt werden, für die innerbetriebliche Behandlung angepasst worden. Ein Teilstrom des Prozesswassers (z. B. ein Drittel des Kreislaufwasservolumens) wird in biologischen Behandlungsanlagen aufbereitet und das gereinigte Wasser wird für die Papierherstellung wiederverwendet. Der Hauptvorteil der integrierten Behandlung besteht darin, dass nur ein Teil der CSB-Fracht aus der Kreislaufwasserabschlammung eliminiert werden muss, um ein vorgegebenes Belastungsniveau in den Kreisläufen aufrecht zu halten. Dies macht die integrierte Abwasserbehandlungsanlage wirtschaftlich attraktiv. Verschiedene technische Varianten sind in Betrieb. Eine technische Lösung wird in diesem Abschnitt kurz beschrieben.

Beispiel: Anaerobe Behandlung kombiniert mit einem Belebtschlammssystem und einem Sandfilter bei RCF DE 6

Seit 1995 ist die integrierte Behandlungsanlage in der Fabrik RCF DE 6 ohne wesentliche Schwierigkeiten in Betrieb (Herberz 2006). Die Papierfabrik produziert auf zwei Papiermaschinen 400 000 Tonnen Testliner und Wellenstoff pro Jahr. Ein Teilstrom des Prozesswassers wird gekühlt, um die Wassertemperatur von 55 °C auf 35 °C herunterzukühlen.

Ein Puffertank/Vorversäuerungsreaktor wird zur Vorkonditionierung des Wassers mit Nährstoffen eingesetzt, bevor es dem UASB-Reaktor zugeführt wird. Diesem Reaktor ist eine aerobe Behandlung in zwei parallel angeordneten Belüftungsbecken nachgeschaltet. Nach Durchlaufen eines Absetzbeckens wird das behandelte Wasser Sandfiltern zugeführt, um die Konzentration an Feststoffen zu verringern. Das in den Anaerobreaktoren erzeugte Biogas wird zur Entfernung von H₂S gewaschen und anschließend zur Dampferzeugung eingesetzt.

Ein vereinfachtes Schema der Prozessabwasserbehandlung ist in Abbildung 6.34 dargestellt.

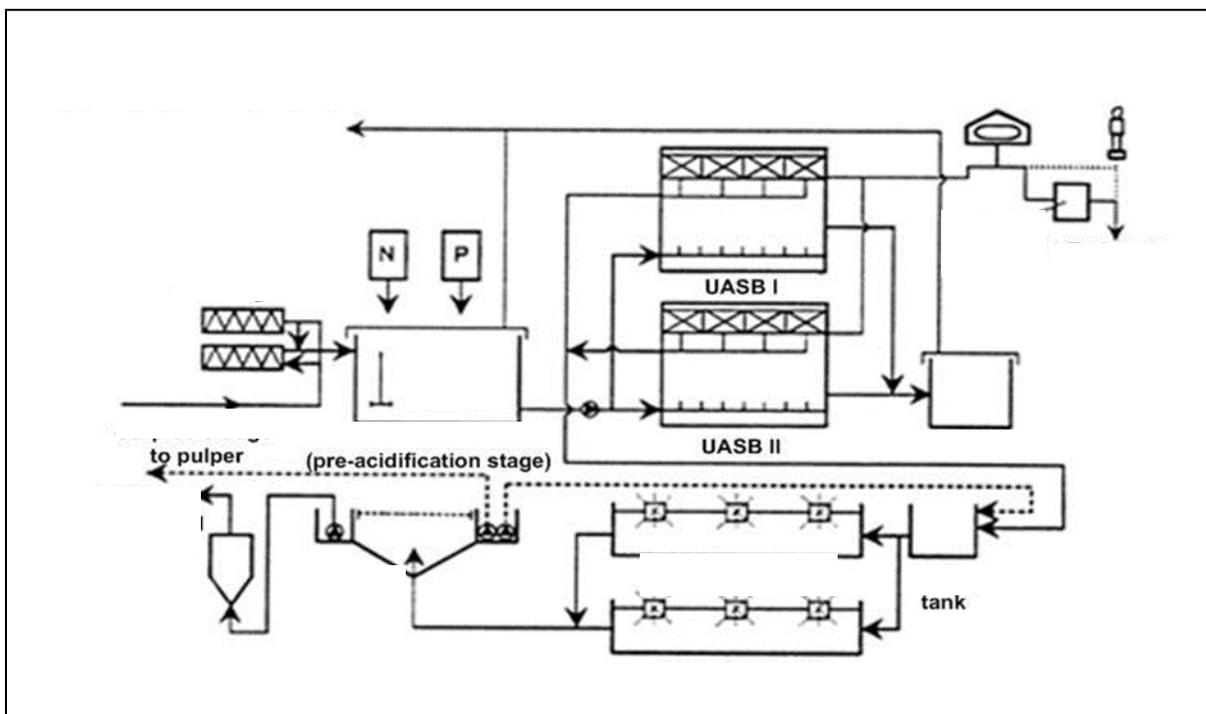


Abbildung 6.34: Beispiel für die integrierte Behandlung geschlossener Wasserkreisläufe, Behandlungssystem für Prozesswasser von RCF DE 6

Durch die integrierte Behandlung ist es möglich, das von der behandelten Abwassermenge und der Anlagengröße abhängige angestrebte CSB-Niveau in den Kreisläufen zu erreichen. Die Variante des abwasserfreien Betriebes beinhaltet nicht das Erreichen einer hohen Reinigungsleistung entsprechend den Bestimmungen, sondern nur das Erreichen akzeptabler Konzentrationsniveaus in den Kreisläufen bei guten Eigenschaften der Papierprodukte. Wenn das CSB-Niveau im geschlossenen Wasserkreislauf bei 7 000 - 8 000 mg/l gehalten wird, ähnelt die Prozesswasserqualität der von Fabriken mit einer gegenwärtigen mittleren Abwassermenge von circa 3 – 4 m³/t.

Die vorstehend erwähnte Beispielfabrik produziert seit 1970 Wellenstoff und Testliner unter vollständig abwasserfreien Bedingungen (aber ohne integrierte biologische Behandlung). Die Fabrik hat durch die

Inbetriebnahme der integrierten biologischen Prozesswasserbehandlungsanlage im Jahre 1995 beträchtliche Verbesserungen bei der Prozesswasserqualität, der Papierqualität und den Emissionen organischer Stoffe mit dem Abdampf aus den Papiermaschinen verzeichnet [145, UBA Report 1996] (siehe Abbildung 6.34). Eine ähnliche Lösung wurde bei der Papierfabrik Tillmann in Zülpich-Sinzenich, DE, umgesetzt. Der wesentliche Unterschied besteht darin, dass Tillmann eine Entkarbonisierungsstufe zwischen den Anaerobreaktoren und der Belebtschlammanlage eingerichtet hat, um eine Anreicherung von Calciumcarbonat im Wassersystem oder eine unkontrollierte Ausfällung von Calcium im Abwasserbehandlungssystem zu verhindern (siehe auch Abschnitt 6.3.5). Zur Verringerung der Calciumkonzentration wurde ein Becken der alten Abwasserbehandlungsanlage zu einer belüfteten Entkarbonisierungsstufe umgebaut. Der ausgefällte Kalk wird nach dem Absetzen aus dem System entfernt.

Erreichter Umweltnutzen

Geschlossene Wasserkreisläufe mit integrierter Behandlung führen zum abwasserfreien Betrieb. Die Frischwassermenge für die Papierherstellung wird auf circa 1 m³/Tonne hergestelltes Papier verringert. Das ist die Menge an Wasser, die in der Trockenpartie der Papiermaschine verdampft (ohne Leimpresse).

Wenn eine Papierfabrik bereits ein abwasserfreies Prozesswassersystem betreibt, kann die integrierte Behandlung eine wirksame Maßnahme zur Reduzierung der Verunreinigung des hergestellten Papiers und zur Reduzierung der Konzentration an geruchsintensiven Stoffen im Abdampf aus der Papiermaschine sein.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Es wird berichtet, dass die interne biologische Behandlung ein wirksames Verfahren zur Verringerung des CSB-Gehalts im Kreislaufwasser und somit auch von Geruchsproblemen darstellt.

In der Beispielpapierfabrik (RCF DE 6) wurde die integrierte Prozesswasserbehandlung im September 1995 aufgenommen. Die erwartete Reinigungsleistung der biologischen Behandlung wurde innerhalb weniger Wochen erreicht. Seit dieser Zeit wird die Anlage ohne größere Schwierigkeiten betrieben. Dennoch müssen Probleme, die durch die Ausfällung von Calciumcarbonat in Rohrleitungen und im Belüftungsbecken verursacht werden, gelöst werden. Maßnahmen zur Verringerung der Calciumcarbonatausfällung wurden eingeführt (siehe Abschnitt 6.3.5).

Die hydraulische Betriebssicherheit der Kreislaufschließung beinhaltet die kontinuierliche Zuführung von nur 50% der Wassermenge, die in der Trockenpartie der Papiermaschine verdampft wird (circa 1 m³/t). Zur Anpassung an den verringerten Wasserverbrauch müssen interne Änderungen der Kreisläufe durchgeführt werden.

Medienübergreifende Auswirkungen

Anaerob-Techniken zur integrierten Behandlung verringern den Anfall an überschüssiger Biomasse auf ein Minimum. Die überschüssige Biomasse kann entweder in der Papierproduktion wiederverwendet oder verbrannt werden. Der Energiebedarf für die integrierte Behandlungsanlage (Pumpen, Belüfter, Rührwerke) wird vollständig durch die thermische Verwendung des erzeugten Biogases gedeckt. Im Vergleich zum vollständig geschlossenen Wassersystem ohne integrierte Behandlung kann die Konzentration von geruchsintensiven Stoffen im Prozesswasser (z.B. Ameisensäure, Essigsäure, Propionsäure und Milchsäure) um 95 % reduziert werden. Dies führt zu einer beträchtlichen Verringerung der Emissionen dieser organischen Stoffe im Abdampf der Papiermaschine. Auf diese Weise können unangenehme Gerüche beträchtlich reduziert werden [145, UBA Report 1996].

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Diese Technik ist nur für „Braunpapiere“, die aus Altpapier hergestellt werden (z. B. Wellenstoff, Testliner) anwendbar.

Es gibt mehrere Gründe dafür, weshalb diese Technik nicht allgemein als BVT angesehen wird. Der Hauptgrund besteht in der Gefahr der Calciumcarbonatausfällung im Prozesswasserkreislauf sowie in den

anaeroben und aeroben Behandlungsanlagen. Die Problematik der Verringerung der Calciumkonzentration im Kreislaufwasser ist komplex und noch nicht vollständig geklärt. Für dieses Problem werden derzeit technische Lösungen entwickelt (siehe Abschnitt 6.3.5). Zusätzlich ist für die Anwendung der integrierten biologischen Behandlung in einer bestehenden Papierfabrik das gesamte Wasser-Faser-System zu optimieren, wofür - besonders in älteren Fabriken - einige Jahre erforderlich sein können.

Allerdings wird die Wiederverwendung von Wasserteilströmen nach biologischer Behandlung als Prozesswasser bei einer hohen Anzahl europäischer Papierfabriken, die Wellenpapier herstellen, praktiziert. In einigen Fabriken kann der Anteil des behandelten Abwassers zur Wiederverwendung 50 % bis 60 % erreichen.

Doch selbst wenn das Problem der Belagbildung gelöst werden kann, stellen sich andere Fragen: z. B. Wie kann ein wirksamer und reibungsloser Betrieb von Hochgeschwindigkeitspapiermaschinen zur Herstellung von Packpapieren mit niedrigeren Flächengewichten als in den letzten Jahren gewährleistet werden?

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Anaerobe Anlagen erfordern kleinere aber teurere technische Einrichtungen als die aerobe Behandlung bei niedrigeren Betriebskosten und mit Energieeinsparungen durch den Anfall von Methan. Für die beschriebene Beispielfabrik (RCF DE 6) wurden Investitionen von 6 Millionen Euro angegeben (Preise von 1995; 1 Million Euro waren Zuschüsse). Die gesamten jährlichen Betriebskosten, die die Kosten für Chemikalien, für die Entsorgung von abgetrenntem Schwefel, für Personal und Unterhaltung umfassen, belaufen sich auf 165 000 Euro. In dieser Zahl sind Nettoenergieeinsparungen von 13 000 Euro pro Jahr enthalten. Basierend auf einer Papierproduktion von 360 000 Tonnen/Jahr und einer Menge an behandeltem Prozesswasser von 1 000 000 m³/Jahr werden spezifische Betriebskosten von 0,5 Euro/Tonne Papier und 0,2 Euro/m³ Prozesswasser berechnet. Die spezifischen Kosten einschließlich Kapital- und Betriebskosten betragen insgesamt 1,8 Euro/Tonne Papier bzw. 0,7 Euro/m³ Prozesswasser [145, UBA Report 1996].

Wichtiger Grund für die Einführung

Papierfabriken zur Herstellung von Wellenstoff und Testliner liegen manchmal an Flüssen, die zur Trinkwasserversorgung herangezogen werden oder an kleinen Gewässern, die bei niedrigen Volumenströmen schnell unakzeptable Schmutzfrachten erreichen. Um eine akzeptable Qualität des Flusswassers zu garantieren, schreiben die lokalen Behörden strenge Emissionsstandards vor, die auf der Grundlage der für den Fluss definierten Wasserqualitätsziele basieren. In einigen Fällen können die Papierfabriken diese Einleitungsstandards mittels End-of-pipe-Abwasserbehandlung nicht erfüllen. Deshalb müssen sie den Wasserkreislauf vollständig schließen. Allerdings hat das Schließen des Wasserkreislaufs negative Auswirkungen auf die Papierqualität und den Abdampf aus den Papiermaschinen. Um ein Ansteigen des Salzgehaltes, der Wasserhärte und der Konzentration an geruchsintensiven flüchtigen Fettsäuren zu vermeiden, kann die integrierte biologische Prozesswasserbehandlung eine geeignete Maßnahme darstellen. Dennoch sind weitere Untersuchungen zur Lösung des Problems der Calciumcarbonatausfällung und einiger anderer Nebenwirkungen notwendig.

Anlagenbeispiele

RCF DE 6; VPK Oudegem, BE; Papelera de la Aqueria, ES.

Referenzliteratur

[145, UBA Report 1996], [21, Diedrich et al. 1997].

6.3.5 Abtrennung von Calcium aus Prozesswasser

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Die beträchtlich verstärkte Verwendung von Calciumcarbonat als Füllstoff und Pigment bei der Papierherstellung hat zu einer hohen Konzentration an gelösten Calciumionen im Prozesswasser von Papierfabriken geführt. Dies gilt insbesondere für Altpapier verarbeitende Fabriken, bei denen dieser Trend noch durch den stetig steigenden Grad der Wasserkreislaufschließung verstärkt wird. Je nach Grad der Kreislaufschließung kann die Calciumkonzentration mehr als 1 500 mg/l übersteigen. In der Folge treten Ausfällungen und Belagbildungen, insbesondere in Form von Calciumcarbonat in den Wassersystemen auf, z. B. in den Walzen der verschiedenen Partien oder in Sieben, Filzen, Spritzrohrdüsen, Wärmetauschersystemen sowie in Anlagen zur biologischen Abwasserbehandlung. Die Ausfällung von Calciumcarbonat und die entsprechende Belagbildung können die Wiederverwendung biologisch behandelten Wassers als Prozesswasser einschränken, da das Ausfällungspotential in diesem Wasserstrom besonders hoch ist [152, I.Demel et al. 2004]. Die Abtrennung von Calcium aus dem Prozesswasser ermöglicht Altpapier verarbeitenden Fabriken mit fortgeschrittener Wasserkreislaufschließung auch weiterhin Altpapier zu verwenden.

Die Ausfällung von Calciumcarbonat und die entsprechende Belagbildung können durch verschiedene Maßnahmen vermieden werden.

- a) Verwendung von chemischen Zusatzstoffen als Fällinhibitoren. In einer deutschen Papierfabrik mit einem vollständig geschlossenen Wasserkreislauf wird ein Phosphonatinhibitor verwendet. Der Inhibitor wird zum biologisch anaerob-aerob behandelten Prozesswasser in einer Konzentration von 40 ppm zugegeben. Dieses behandelte Prozesswasser wird hauptsächlich zum Auffüllen von Frischwasser als Spritzrohrwasser in der Papiermaschine verwendet. Seit der Verwendung des Inhibitors, wurde die Belagbildung durch Calciumcarbonat auf den Walzen der verschiedenen Partien sowie in Sieben, Filzen und Spritzrohrdüsen auf ein sehr niedriges Niveau minimiert. Die Laufeigenschaften der Papiermaschine haben sich beträchtlich verbessert.
- b) Verringerung der Calciumkonzentration durch kontrollierte Ausfällung von Calciumcarbonat. Gemäß dem Carbonat-Bicarbonat-Gleichgewicht hängt die Ausfällung von Calciumcarbonat vom pH-Wert des Prozesswassers und der entsprechenden Carbonatkonzentration ab. Der Wasserstrom, der für eine kontrollierte Ausfällung am besten geeignet ist, ist das Abwasser eines Anaerobreaktors. Der pH-Wert in diesem Abwasser liegt bereits im Bereich von 6,8 – 7,2 und kann durch die Verwendung von alkalischen Lösungen oder durch das Strippen des beim biologischen Abbau erzeugten CO₂ erhöht werden.

Umweltleistung und Betriebsdaten

In deutschen Altpapier verarbeitenden Fabriken werden zwei Systeme zur Calciumcarbonatausfällung angewendet. Bei dem ersten System handelt es sich um einen Belüftungsreaktor. Dabei wird Druckluft über zwei Rohre im geschlossenen Kreislauf in einen mit Prozesswasser gefüllten Reaktor gepumpt [150, Bülow et al. 2003], [151, Bülow et al. 2003]. Das Strippen des CO₂ führt zu einer Erhöhung des pH-Werts auf 7,8 – 8,0. In diesem pH-Bereich beginnt die Bildung von Calciumcarbonat, das sich dann absetzt. Die Verringerung der Calciumkonzentration, die als Wasserhärte gemessen wird, liegt nur im Bereich von 10 – 20 %. Eine weitere Erhöhung des pH-Werts kann durch die Verwendung von Kalkmilch erzielt werden. Bei pH-Werten von ungefähr 8,0 – 8,4 liegen die Verringerungsraten für die Wasserhärte im Bereich von 50 – 90 %. Die Härte des unbehandelten Abwassers des Anaerobreaktors liegt bei circa 60 dH, was einer Calciumkonzentration von ungefähr 400 mg/l entspricht. Das abgesetzte Calciumcarbonat wird kontinuierlich vom konischen Reaktorboden entfernt und im Papierherstellungsverfahren wiederverwendet. 2001 wurden zwei dieser Belüftungsreaktoren mit einem Fassungsvermögen von jeweils 320 m³ als zweite Behandlungsstufe nach einem Anaerobreaktor (IC-Reaktor) in der Papierfabrik Julius Schulte Söhne in Düsseldorf, DE, installiert. Pro Tag beläuft sich die Menge behandelten Abwassers auf ungefähr 850 m³. Dieses System wurde in anderen deutschen Papierfabriken bisher noch nicht eingeführt.

Eine Weiterentwicklung des beschriebenen Belüftungsreaktors ist die Kalkfalle. Dieses System basiert auf dem Prinzip der Druckentspannungsflotation. Die Verschiebung des pH-Werts wird durch das Strippen von CO₂ und die Zugabe einer Natriumhydroxidlösung erreicht. Das ausgefällte Calciumcarbonat wird flotiert und über einen Schlammwäscher im oberen Teil der Flotationszelle abgeschieden. Diese

Art der Druckentspannungsflotation ist im Bereich der Papierherstellung bereits etabliert und wird zur Abscheidung von Feststoffen von Kreislaufwasser verwendet.

In der deutschen Papierindustrie wurden bisher vier Kalkfallen installiert. Die größte Anlage ist in einer Altpapier verarbeitenden Fabrik installiert, die jährlich circa 600 000 Tonnen LWC- und weiß gedeckten Testliner herstellt. Ein Volumenstrom von 700 – 800 m³/h anaerob gereinigten Abwassers wird in der Kalkfalle behandelt, um die Belagbildung durch Calciumcarbonat im Membranbelüftungssystem der Belebtschlammanlage zu vermeiden.

Der pH-Wert des Abwassers wird durch CO₂-Stripping und die Zugabe von Natriumhydroxid von 7,2 – 7,5 auf 7,9 – 8,1 verschoben. Die benötigte Menge Natriumhydroxidlösung (50 Gewichts-%) liegt zwischen 0,25 l/m³ und 0,45 l/m³. Die Wasserhärte im Zulauf der Kalkfalle beträgt circa 40° dH. Im Abwasser wird die Härte auf 20° dH verringert. Durch die Anwendung einer größeren Menge Natriumhydroxid können Verringerungsraten von über 50 % erreicht werden. Im beschriebenen Fall ist die erzielte Härte von 20° dH ausreichend, um nur eine unwesentliche Belagbildung durch Calciumcarbonat in den Rohrleitungen sowie den folgenden Behandlungsstufen zu gewährleisten. Eine Reinigung der Aggregate ist nicht notwendig.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die kontrollierte Ausfällung von Calciumcarbonat in den meisten Anwendungen erfordert geringe Mengen Natriumhydroxid, um den pH-Wert des Prozesswassers zu erhöhen. Es gibt jedoch Entwicklungen, um die nötige NaOH-Zugabe zu verringern. Die Entkarbonisierungsstufe in der Papierfabrik Tillmann (siehe Abschnitt 6.3.4) erzielt die angestrebte Calciumreduktion allein durch Lufteinblasung.

Das abgesetzte Calciumcarbonat wird kontinuierlich aus dem Reaktor entfernt und kann entweder im Papierherstellungsverfahren wiederverwendet oder an andere Verbraucher ausgeliefert werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Technik kann sowohl in neuen als auch in bestehenden Fabriken angewendet werden. Die Konzipierung des Reaktors, die Lufteinblasevorrichtungen und die mögliche Zugabe von Natriumhydroxid erfordern einige Anpassungen zur Prozessoptimierung.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Option a) Die Kosten für die Anwendung eines Inhibitors liegen in Abhängigkeit von der Qualität des Inhibitors zwischen 0,20 Euro/m³ und 0,30 Euro/m³. Dies entspricht 0,60 Euro/Tonne Papier bzw. 0,90 Euro/Tonne hergestelltem Papier. Bei der Herstellung von Lebensmittelverpackungspapier sollte der Inhibitor für die Verwendung in Papier, das für den Kontakt mit Lebensmitteln bestimmt ist, zertifiziert sein.

Option b) Die erforderlichen Investitionen für die Kalkfalle in Bezug auf das erste Jahr nach dem Einbau betragen ungefähr 0,13/m³ behandeltes Abwasser. Für die beschriebene Altpapier verarbeitende Papierfabrik, die circa 600 000 Tonnen LWC- und weiß gedeckten Testliner pro Jahr herstellt, belaufen sich die Kosten auf circa 850 000 Euro.

Wichtiger Grund für die Einführung

Hohe Konzentrationen an gelösten Calciumionen im Prozesswasser der Fabriken. Vermeidung der Ausfällung von Calciumcarbonat und der entsprechenden Belagbildung in den Wasserkreisläufen, z. B. in den Walzen der verschiedenen Partien oder in Sieben, Filzen, Spritzrohrdüsen, Wärmetauschersystemen sowie in Anlagen zur biologischen Abwasserbehandlung. Die Abtrennung von Calcium aus dem Prozesswasser ermöglicht Altpapier verarbeitenden Fabriken mit fortgeschrittener Wasserkreislaufschließung auch weiterhin Altpapier zu verwenden, ohne die Wasserkreisläufe wieder öffnen zu müssen.

Referenzliteratur

[248, Hamm 2007], [150, Bülow et al. 2003], [151, Bülow et al. 2003], [152, I.Demel et al. 2004].

6.3.6 Einbau eines Ausgleichsbeckens und Vorklärung von Abwasser

Siehe Abschnitt 7.3.10.

6.3.7 Anaerobe biologische Abwasservorbehandlung

Beschreibung

Siehe Abschnitt 2.9.11.2.2.

Erreichter Umweltnutzen

Durch die anaerobe Vorbehandlung wird die organische Schmutzfracht des Abwassers verringert, der entstehende Überschussschlamm wird im Vergleich zur alleinigen aeroben Behandlung reduziert und der Energiegehalt, der der organischen Schmutzfracht innewohnt, wird genutzt (Biogaserzeugung).

Umweltleistung und Betriebsdaten

I. Altpapier verarbeitende Papierfabriken ohne Deinking

Die Reinigungsleistungen in Anaerobreaktoren hängen von der Anlagenauslegung und den Betriebsbedingungen ab. Typische Leistungen liegen im Bereich von 60 – 85 % für die Entfernung von CSB und 85 - 95 % für die Entfernung von BSB. Die Gesamtreinigungsleistung, die durch die Kombination anaerober und aerober Techniken erzielt wird, liegt im Bereich von 95 – 97 % für die Entfernung von CSB und 99,0 – 99,8 % für die Entfernung von BSB. Die organische Fracht im Abwasser wird auf 0,5 – 1,0 kg CSB/produzierter Tonne Papier und auf 0,02 – 0,1 kg BSB₅/produzierter Tonne Papier verringert.

Eine deutsche 100 % Altpapier verarbeitende Papierfabrik (ohne Deinking) berichtete eine Verbesserung der Reinigungsleistung durch die Verwendung einer kombinierten anaeroben-aeroben Behandlung im Vergleich zu einer zweistufigen aeroben Behandlung (siehe auch Emissionen von RCF-Faltschachtelkartonfabriken in Tabelle 6.21, Tabelle 6.22 und Tabelle 6.24 unten). Die in Tabelle 6.20 angegebenen Jahresmittelwerte wurden gemeldet.

Table 6.20: Jahresmittelwerte für das behandelte Abwasser aus einer deutschen 100 % Altpapier verarbeitenden Papier- und Kartonfabrik ohne Deinking

Parameter	Einheit	Zweistufige aerobe Behandlung	Anaerobe-aerobe Behandlung
CSB-Konzentration	mg/l	290	190
BSB ₅ -Konzentration	mg/l	21	12
CSB-Fracht	kg/t	0,93	0,68

Die Emissionen in Gewässer von Altpapier verarbeitenden Papierfabriken ohne Deinking nach der anaeroben-aeroben Behandlung sind in Tabelle 6.21 und Abbildung 6.35. dargestellt. Die Liste umfasst ausgewählte Fabriken, von denen qualifizierte Daten zur Verfügung gestellt wurden und kann nicht als vollständig angesehen werden. Die ausgewählten Fabriken haben Verfahren und Techniken eingeführt, um einen hohen Umweltschutz zu erzielen. Alle Fabriken wenden die anaerobe Behandlung mit Hochlastreaktoren (z. B. EGSB-Reaktoren) als erste Stufe einer kombinierten anaeroben und aeroben biologischen Behandlung an.

Tabelle 6.21: Jahresmittelwerte der Emissionen in Gewässer von Altpapier verarbeitenden Papierfabriken ohne Deinking nach der anaeroben-aeroben Behandlung

Beispiele für Altpapier verarbeitende Papierfabriken ohne Deinking	Angegebene erzielte Emissionswerte nach anaeroben-aeroben Behandlung							Produktion (t) 2006 und Art der Behandlung
	CSB	BSB ₅	Tot-P	Tot-N	AOX	AFS	Volumenstrom [m ³ /t]	
Altpapier verarbeitende Fabriken, die Faltschachtelkarton herstellen (Faserzufuhr: 100 % RCF oder RCF und 0 – 10 % Holzstoff)								
Moritz J.Weig Mayen, DE	127 mg/l	3,0 mg/l	0,49 mg/l	6,4 mg/l	0,077 mg/l	15 mg/l	4,1	535 600 Faltschachtelkarton
	0,52 kg/t	0,012 kg/t	2 g/t	26 g/t	0,3 g/t	0,061 kg/t		UASB/IC + einstufige BS, Sandflotation
Altpapier verarbeitende Fabriken, die Rohpapier für Wellpappeschachtelkarton herstellen (Testliner, Wellenpapier): 100% RCF								
RCF NL 1	110 mg/l	4 mg/l	1,2 mg/l	18,6 mg/l	KA	13,5 mg/l	4,3	507 300 Testliner, Wellenpapier
	0,47 kg/t	0,015 kg/t	5 g/t	80 g/t	KA	0,058 kg/t		Anaerober IC + einstufige BS
Deutsche Fabrik 1, DE	230 mg/l	16,0 mg/l	1,8 mg/l	8,7 mg/l	0,17 mg/l	17 mg/l	2,6	583 700 Wellenpapier, Faltschachtelkarton, Testliner
	0,62 kg/t	0,04 kg/t	5 g/t	24 g/t	0,5 g/t	0,040 kg/t		UASB/IC + einstufige BS
Beispiele für Altpapier verarbeitende Papierfabriken ohne Deinking								
Beispiele für Altpapier verarbeitende Papierfabriken ohne Deinking	Angegebene erzielte Emissionswerte nach anaeroben-aeroben Behandlung							Produktion (t) 2006 und Art der Behandlung
	CSB	BSB ₅	Tot-P	Tot-N	AOX	AFS	Volumenstrom [m ³ /t]	
RCF DE 4	188 mg/l	13,6 mg/l	1,1 mg/l	12,1 mg/l	0,12 mg/l	KA	5,1	364 000 Wellenpapier, Faltschachtelkarton, Testliner
	1,0 kg/t	0,07 kg/t	6 g/t	64 g/t	0,6 g/t	KA		UASB/IC + einstufige BS/MBBR
RCF DE 1	310 mg/l	17 mg/l	1,2 mg/l	3 mg/l	0,4 mg/l	KA	1,3	285 000 Testliner, Beschichtungspapier für Wellenpapier, Buchbinderpappe
	0,4 kg/t	0,022 kg/t	1,5 g/t	4 g/t	0,5 g/t	KA		Anaerober IC + aerobe
SCA Packaging Witzenhausen, DE	214 mg/l	21 mg/l	0,5 mg/l	4,5 mg/l	0,138 mg/l	13 mg/l	3,7	320 000 Testliner
	1,1 kg/t	0,1 kg/t	2 g/t	17 g/t	0,5 g/t	0,05 kg/t		ASB + zweistufige BS
SCA Packaging Aschaffenburg, DE	147 mg/l	7,9 mg/l	0,73 mg/l	5,6 mg/l	0,2 mg/l	12,7 mg/l	4,4	314 000 Wellenpapier
	0,65 kg/t	0,035 kg/t	3 g/t	25 g/t	0,9 g/t	0,06 kg/t		IC + einstufige BS
Papierfabrik Jass Fulda, DE	174 mg/l	11,7 mg/l	0,59 mg/l	3,1 mg/l	0,20 mg/l	0,19 mg/l	3,3	476 000 Testliner, Wellenpapier
	0,57 kg/t	0,10 kg/t	2 g/t	10 g/t	0,7 g/t	0,000 6 kg/t		IC + zweistufige BS
Papierfabrik Jass Schwarza, DE	155 mg/l	10,2 mg/l	1,0 mg/l	7,9 mg/l	0,13 mg/l	KA	5,7	380 000 Testliner, Wellenpapier
	0,88 kg/t	0,06 kg/t	6 g/t	45 g/t	0,7 g/t	KA		IC + einstufige BS
	0	0	0	0	0	0		400 000 Testliner,

RCF DE 6							0	Wellenpapier
	0	0	0	0	0	0		UASB + einstufige BS, Sandfiltration
<p>Anmerkung: KA = keine Angabe, UASB = Upflow Anaerobic Sludge Blanket (aufwärts durchströmter Schlammbedreaktor), IC = Hochlast-Anaerobreaktor mit interner Zirkulation; BS = Belebtschlammanlage; MBBR = Moving Bed Biofilm Reactor (Schwebebett-Biofilmreaktor).</p> <p>In Bezug auf Tot-N beinhalten die Daten für die deutschen Beispielfabriken nur die anorganischen Stickstoffverbindungen (ohne organischen N).</p> <p>Quelle: [248, Hamm 2007]</p>								

Weitere Daten zu den erzielten Emissionen sind in Abschnitt 6.2.2.5 enthalten.

In einigen Fabriken wird das behandelte Wasser nach der biologischen Behandlung teilweise recycelt. Ein Anteil von 15 – 30 % des biologisch behandelten Abwassers wird in die Produktion zurückgeführt. Die Altpapier verarbeitenden Papierfabriken ohne Deinking unterscheiden sich in Bezug auf die nach der biologischen Behandlung erzielten Emissionen in Gewässer nicht sehr stark. Die organische Fracht im Abwasser wird auf 0,5 – 1,1 kg CSB/produzierter Tonne Papier und auf 0,01 – 0,1 kg BSB₅/produzierter Tonne Papier verringert.

Die Fabriken, die Faltschachtelkarton herstellen, erzielen in Bezug auf die organische Fracht die gleichen Werte. Die spezifische Abwassermenge in dieser Gruppe von Papieren aus RCF ist etwas höher als in der RCF-Papiergruppe des Wellpapperohpapiers (siehe Tabelle 6.24). Eine weitere Unterscheidung zwischen den zwei Papiersorten ist nicht notwendig.

Abbildung 6.35 zeigt die organische Fracht nach der anaeroben-aeroben Abwasserbehandlung (Anaerob-IC-Reaktoren + Belebtschlammanlage) einer Altpapier verarbeitenden Fabrik, die Testliner, Schrenz und Wellenpapier auf der Basis von 100 % Altpapier auf drei Papiermaschinen herstellt. Die Abbildung enthält die Tagesmittelwerte der eingeleiteten CSB-Fracht über ein ganzes Jahr zusammen mit einer statistischen Bewertung. Die Daten für die Tagesmittelwerte werden in Hinblick auf zwei unterschiedliche Fälle bewertet: a) unter Berücksichtigung aller Daten (rote Linie) und b) ohne die Tage, in denen die Produktion wesentlich unter dem Jahresmittelwert liegt (violette Linie). Der Vorteil von Ansatz b) liegt darin, dass bei Nichtberücksichtigung der Tage, die eindeutig unter der mittleren Produktion liegen, der irreführende mathematische Effekt verringert wird, der entsteht, wenn ähnliche tägliche CSB-Emissionsfrachten durch vergleichsweise niedrigere Nenner (bei einer verringerten Nettoproduktion) geteilt werden. Dadurch werden einige atypische Spitzen entfernt. Dadurch können aussagekräftigere Schlussfolgerungen in Bezug auf die Stabilität der Realleistungsfähigkeit der Fabrik gezogen werden. In Bezug auf die Jahres- und Monatsmittelwerte ist dieser Effekt nicht relevant.

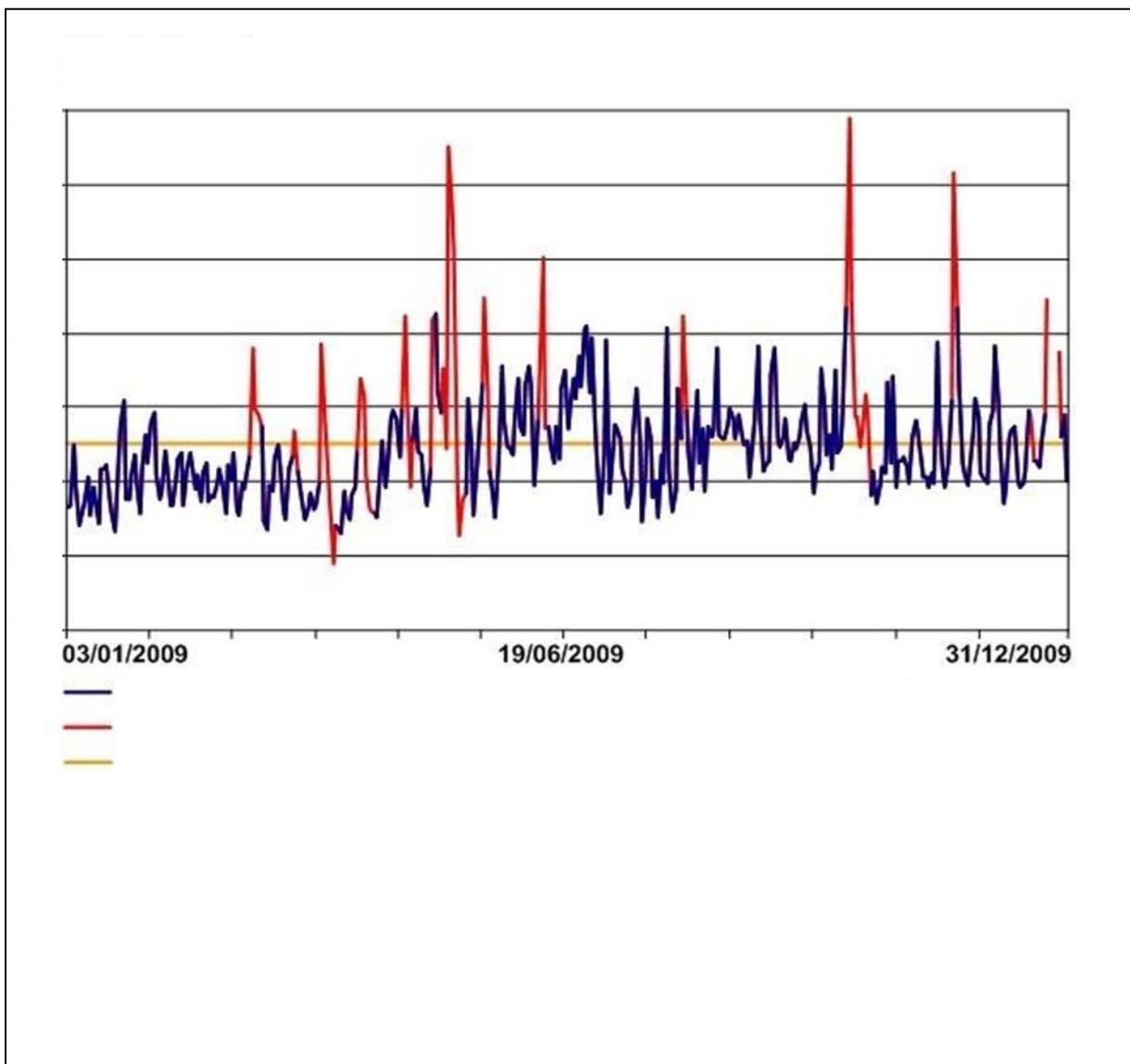


Abbildung 6.35: Tagesmittelwert der CSB-Fracht über den Verlauf eines ganzen Jahres (RCF NL 1)

Das Beispiel zeigt eine Fabrik, die alle abwasserrelevanten prozessintegrierten BVT umgesetzt hat und über eine sorgfältig konzipierte und betriebene biologische Abwasserbehandlungsanlage verfügt. Der eingeleitete Abwasservolumenstrom während des Berichtsjahrs betrug im Durchschnitt $3 \text{ m}^3/\text{Tonne luro}$, die mittlere jährliche CSB-Konzentration belief sich auf 145 mg CSB/l (95. Perzentil des Tagesmittelwerts: 180 mg CSB/l).

II. Altpapier verarbeitende Papierfabriken mit Deinking

Die Emissionen in Gewässer von Altpapier verarbeitenden Papierfabriken mit Deinking nach der anaeroben-aeroben Behandlung sind in Tabelle 6.22 dargestellt. Altpapier verarbeitende Papierfabriken, die grafisches RCF-Papier (Zeitungsdruckpapier, SC-Papier) sowie Hygienepapier herstellen, gehören zu dieser Gruppe. Die verwendeten Faserstoffzusammensetzungen unterscheiden sich. Während die Stoffzusammensetzung in Fabriken für grafisches Papier hauptsächlich aus zurückgewonnenen Fasern und in einigen Fällen aus Holzstoff, der im Rahmen der integrierten Produktion hergestellt wurde, besteht, umfasst die Stoffzusammensetzung in Fabriken für RCF-Hygienepapier zurückgewonnene Fasern und geringe Mengen Zellstoff. Alle Fabriken wenden die anaerobe Behandlung mit Hochlastreaktoren (z. B. IC-Reaktor) als erste Stufe einer kombinierten anaeroben und aeroben biologischen Behandlung an. Eine verstärkte Wasserkreislaufschließung ist erforderlich, was stärker konzentrierte Abwässer (CSB: $1\,000 - 2\,000 \text{ mg/l}$) zur Folge hat, die durch die neuen Anaerobsysteme wirksam behandelt werden können.

Die Altpapier verarbeitenden Papierfabriken mit Deinking unterscheiden sich in Bezug auf die nach der biologischen Behandlung erzielten Emissionen in Gewässer nicht sehr stark. Die organische Fracht im Abwasser wird auf 1,9 – 2,7 kg CSB/produzierter Tonne Papier und auf 0,01 – 0,2 kg BSB₅/produzierter Tonne Papier verringert.

In Bezug auf das spezifische Abwasservolumen muss zwischen Altpapier verarbeitenden Fabriken, die grafisches Papier herstellen und Altpapier verarbeitenden Fabriken, die Hygienepapier herstellen, unterschieden werden. Mit einer Ausnahme ist die spezifische Abwassermenge bei der Hygienepapierherstellung etwas höher als bei der Herstellung von grafischem Papier auf Altpapierbasis.

Tabelle 6.22: Jahresmittelwerte der Emissionen in Gewässer von Altpapier verarbeitenden Papierfabriken mit Deinking (nach der anaeroben-aeroben Behandlung)

Beispiele für Altpapier verarbeitende Papierfabriken mit Deinking	Angেgebene erzielte Emissionswerte nach anaerober-aerober Behandlung							Produktion (t) 2006 und Art der Behandlung
	CSB	BSB ₅	Tot-P	Tot-N	AOX	AFS	Volumenstrom [m ³ /t]	
Altpapier verarbeitende Papierfabriken, die grafisches RCF-Papier (Zeitungsdruckpapier, SC-Papier) herstellen								
UPM-Kymmene Schwedt, DE (100 % RCF)	271 mg/l	6,6 mg/l	0,66 mg/l	2,6 mg/l	0,09 mg/l	33 mg/l	9,4	295 000 Zeitungsdruckpapier, SC-Papier
	2,5 kg/t	0,06 kg/t	6 g/t	24 g/t	0,8 g/t	0,31 kg/t		Anaerober IC + zweistufige BS
Papierfabrik 2, DE (100 % RCF)	198 mg/l	2 mg/l	0,46 mg/l	0,6 mg/l	0,17 mg/l	10 mg/l	10,4	328 600 Zeitungsdruckpapier; 84 200 Markt-DIP
	2,1 kg/t	0,02 kg/t	5 g/t	5 g/t	2 g/t	0,10 kg/t		IC + einstufige BS/Mikroflotation
UPM-Kymmene Schongau, DE (85 % RCF, 15 % GW)	349 mg/l	6 mg/l	0,4 mg/l	0,4 mg/l	0,18 mg/l	18 mg/l	7,6	716 600 Zeitungsdruckpapier
	2,7 kg/t	0,005 kg/t	3 g/t	3 g/t	1 g/t	0,14 kg/t		+ zweistufige BS/MBR
Altpapier verarbeitende Fabriken, die Hygienepapier herstellen (Faserzufuhr: 100 % RCF oder 75 % RCF und circa 25 % zugekaufter Zellstoff)								
WEPA Giershagen, DE (75 % RCF)	187 mg/l	10 mg/l	1,17 mg/l	17,4 mg/l	0,25 mg/l	KA	10,0	83 000
	1,9 kg/t	0,1 kg/t	10 g/t	170 g/t	3 g/t	KA		IC + einstufige BS / Mikroflotation
Papierfabriken Wernhausen, DE (75 % RCF)	125 mg/l	16 mg/l	1,05 mg/l	7,2 mg/l	0,12 mg/l	31 mg/l	14,6	96 300
	1,9 kg/t	0,2 kg/t	20 g/t	110 g/t	1,8 g/t	0,45 kg/t		IC + einstufige BS
Anmerkung: KA = keine Angabe, IC = Hochlast-Anaerobreaktor mit interner Zirkulation; BS = Belebtschlammanlage; MBBR = Moving Bed Biofilm Reactor (Schwebbett-Biofilmreaktor); GW = Holzschliff; CP = Zellstoff. In Bezug auf Tot-N beinhalten die Daten für die deutschen Beispielfabriken nur die anorganischen Stickstoffverbindungen (ohne organischen N).								

Weitere Daten zu den erzielten Emissionen sind in Abschnitt 6.2.2.5 enthalten.

In Abbildung 6.36 sind die Emissionen einer Altpapier verarbeitenden Papierfabrik mit Deinking, die hauptsächlich Zeitungsdruckpapier herstellt, dargestellt. Die Tages-CSB-Emissionsfracht bezieht sich auf die installierte maximale Maschinenkapazität, da nicht für das gesamte Jahr Tagesproduktionsdaten zur Verfügung standen. 2009 lag die reale Nettoproduktion der Fabrik leicht unter der installierten Maschinenkapazität. Wären die Tages-CSB-Emissionsfrachten als Referenz verwendet worden, wären die spezifischen CSB-Frachtwerte der Realproduktion (anstelle der Kapazität) etwas höher gewesen, als die in Abbildung 6.36 dargestellten Werte (circa 2 kg CSB/t im Jahresmittel). Die Abwasserbehandlungsanlage der Fabrik besteht aus einer Anaerobstufe gefolgt von einem niedrig belasteten Belebtschlammverfahren. Nach der zweiten Sedimentationsstufe wird ein Teil des Wassers einer dritten Reinigungsstufe (Mikroflotationsanlage) zugeführt, in der Polyelektrolyte und Polyaluminiumchlorid als Flockungsmittel zugegeben und die entstehenden Flocken durch Flotation abgeschieden werden. Ein Teilstrom wird immer

in der Mikroflotationsanlage behandelt, so dass diese bei Bedarf aufgrund zeitweise erhöhter CSB-Emissionen oder einem erhöhten Gehalt an suspendierten Feststoffen oder Phosphor zur Verfügung steht.

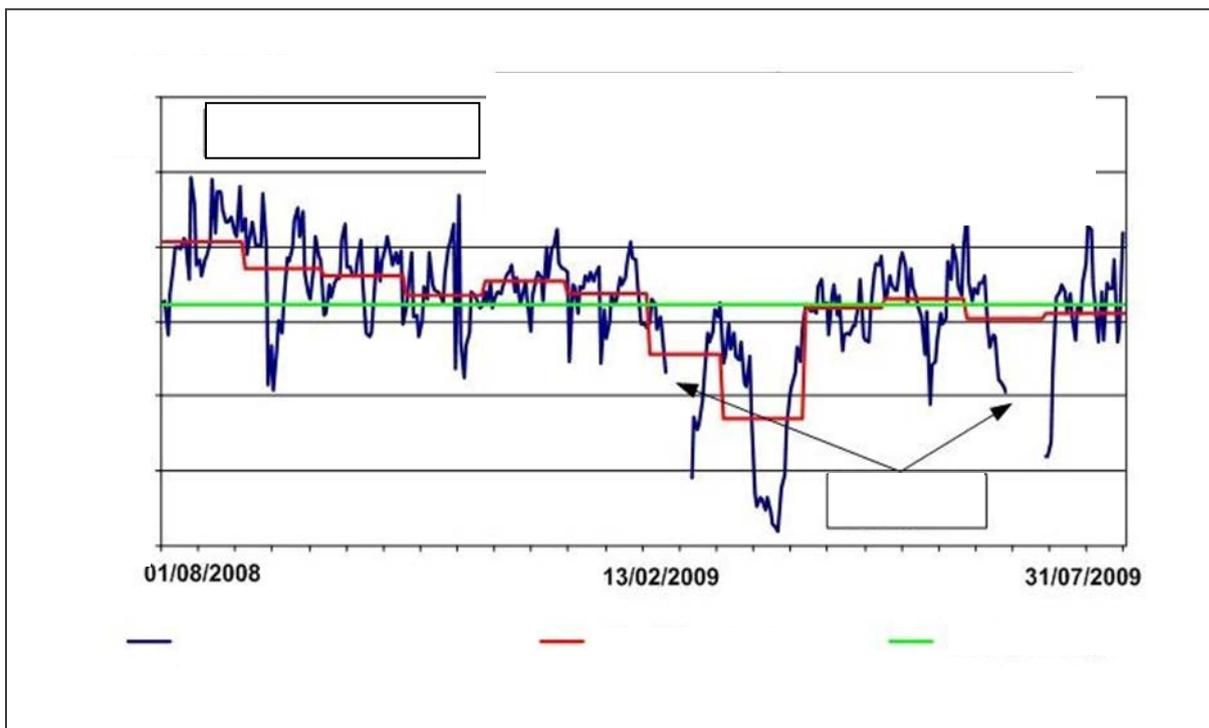


Abbildung 6.36: CSB-Fracht einer Fabrik zur Herstellung von Zeitungsdruckpapier aus RCF mit Deinking nach der anaeroben-aeroben biologischen Behandlung für verschiedene Referenzzeiträume

Wie aus Abbildung 6.37 ersichtlich, sind die erzielten Stickstoff-, Phosphor- und AFS-Emissionen relativ niedrig, was teilweise durch die Mikroflotation eines Teilabwasserstroms erklärt werden kann. Die AFS-Werte schwanken normalerweise zwischen 10 und 20 mg AFS/l (2-Stunden-Mischprobe). Der Gesamtphosphorgehalt liegt im gesamten Jahr unter 1 mg/l, die Konzentration an anorganischem Stickstoff (im vorliegenden Fall circa 50 % des Gesamtstickstoffs) liegt normalerweise unter 6 mg $N_{\text{anorganisch}}$ /l in einer 24-Stunden-Mischprobe. Der Volumenstrom liegt zwischen 9 und 10 m³/Tonne Papier lufttrocken.

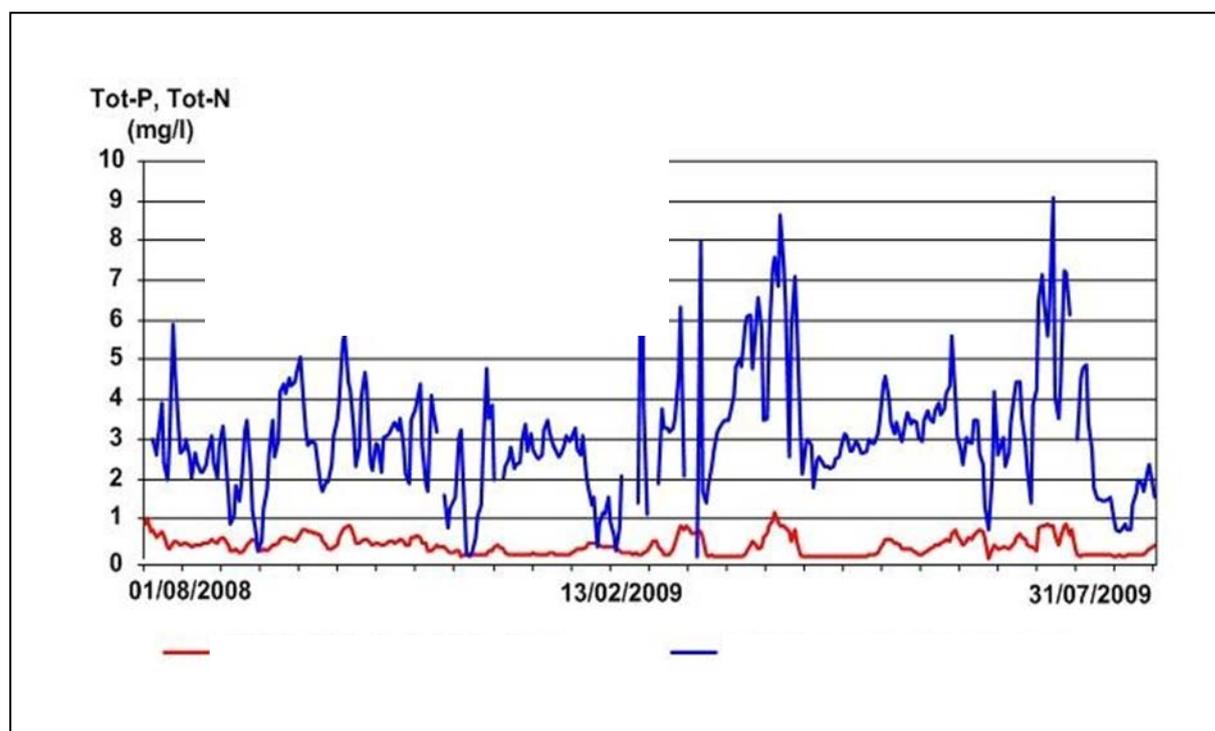


Abbildung 6.37: Tot-P- und Tot-N-Konzentration nach der anaeroben/aeroben biologischen Behandlung und teilweisen tertiären Behandlung des Abwassers einer Altpapier verarbeitenden Fabrik für Zeitungsdruckpapier

Medienübergreifende Auswirkungen

Bei einigen „braunen“ Papiersorten kann die externe Schlamm Entsorgung durch Rückführung des Überschussschlammes in den Papierproduktionsprozess vermieden werden. Der Anteil des Schlammes am Rohstoffinput beträgt weniger als 1 %. Allerdings ist die Rückführung von Überschussschlamm in den Papierherstellungsprozess nur in bestimmten Fällen anwendbar (sie ist z. B. in Fabriken für Hygienepapier oder grafisches Papier nicht möglich).

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Während die anaerobe Vorbehandlung bei Altpapier verarbeitenden Papierfabriken, die Wellenpapier, Testliner und Karton herstellen, gängig ist, wird diese Technik noch immer weniger häufig für die Abwässer deinkter Sorten, wie z. B. von Fabriken für Hygienepapier und Zeitungsdruckpapier, eingesetzt, wo die überwiegende CSB-Fracht auf den Deinkingprozess zurückzuführen ist.

Die umfassende Schließung der Wasserkreisläufe in Papierfabriken, die Altpapier verarbeiten, führt zu hohen Konzentrationen an gelösten organischen Stoffen in den Prozesswasserkreisläufen. Für eine wirtschaftliche Anwendung der anaeroben Techniken als erste Stufe einer biologischen Abwasserbehandlung sollte die CSB-Konzentration des Prozesswassers nicht unter 1 000 – 2 000 mg/l liegen. Papierfabriken, die „braune Papiersorten“ auf einem niedrigen Frischwasserverbrauchsniveau herstellen, erreichen diese Werte leicht. Papierfabriken, die deinkte Sorten herstellen, können diese Konzentration auch vor der Behandlung erreichen. Die Anwendung der anaeroben-aeroben Abwasserbehandlung bei deinkten Papiersorten wird gebräuchlicher (z. B. Stora Enso Eilenburg, UPM-Kymmene Schongau [149, H.Hilbert 2008]). Der anaerobe Abbauprozess könnte dann durch gelöstes Sulfat gestört werden, wenn die Konzentration 1 000 mg/l überschreitet, weil im Laufe des anaeroben Prozesses Sulfat in Schwefelwasserstoff (H₂S) überführt wird, das in hohen Konzentrationen toxisch auf anaerobe Mikroorganismen wirkt. Normalerweise wird kein toxisches Niveau erreicht.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die für kombinierte anaerobe-aerobe Abwasserbehandlungsanlagen erforderlichen Investitionen schwanken stark in Abhängigkeit von der spezifischen CSB-Fracht und der Abwassermenge. Basierend

auf einer CSB-Fracht von 20 - 35 Tonnen pro Tag, die einer Jahresproduktion von Wellenstoff und Testliner in Höhe von 200 000 – 350 000 Tonnen entspricht, liegen die erforderlichen Investitionen im Bereich von 7 – 12 Millionen Euro.

Berücksichtigt man die Nettoenergieeinsparungen durch die Verwendung des anfallenden Biogases als Brennstoff, liegen die jährlichen Betriebskosten einschließlich der Chemikalien und Betriebsmittel, Abfallentsorgung, Personal und Wartung im Bereich von 0,6 – 1,0 Euro pro Tonne produziertem Papier.

Wichtiger Grund für die Einführung

Der wichtigste Grund für die Einführung kombinierter anaerober-aerober Systeme zur biologischen Prozesswasserbehandlung ist die im Vergleich zu einer alleinigen aeroben Behandlungsanlage verbesserte Stabilität im Hinblick auf die Schwankungen der CSB-Belastung. Ein anderer Anreiz ist die Erzeugung von Biogas und dessen Verwendung als Brennstoff in Kraftwerken. Außerdem muss auch die beträchtlich geringere Menge an erzeugtem Überschussschlamm berücksichtigt werden. Bei Einsatz kombinierter anaerober-aerober Techniken anstelle einer einstufigen oder zweistufigen aeroben Technik vermindert sich der Schlammfall um 70 – 80 %. Dies ist für Papierfabriken von besonderem Interesse, die keine eigenen Einrichtungen zur energetischen Nutzung des Überschlamms haben oder die den Schlamm nicht in den Produktionsprozess zurückführen und deshalb eine teure externe Entsorgung durchführen lassen müssen.

Anlagenbeispiele

In vielen europäischen Papierfabriken zur Herstellung von Testliner, Wellenstoff oder Karton werden anaerobe Anlagen als erste Stufe der Abwasserbehandlung betrieben. Für deinkte Sorten wird die anaerobe-aerobe Behandlung eingesetzt, z. B. bei Stora Enso Eilenburg (Zeitungsdruckpapier), UPM Schongau (Zeitungsdruckpapier, SC-B-Papier), UPM Schwedt (Zeitungsdruckpapier), WEPA Giershagen (Hygienepapier), SCA Kostheim (Hygienepapier), Wernhausen Papierfabriken (Hygienepapier).

Referenzliteratur

[22, Driessen et al. 2007], [59, Hamm et al. 1991], [69, IFP 1998], [80, Koepp-Bank 1991], [248, Hamm 2007], [149, H.Hilbert 2008], [156, LD Leipzig 2010].

6.3.8 Aerobe biologische Abwasserbehandlung

Beschreibung

Siehe Abschnitt 2.9.11.2.1.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung der Emissionen organischer Stoffe (CSB, BSB), AOX, Phosphor, Stickstoff und Komplexbildner in Gewässer.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Für Abwässer aus Altpapierfabriken wird seit 1980 die aerobe biologische Abwasserbehandlung zur Entfernung von sauerstoffzehrenden organischen Stoffen und spezifischen organischen Verbindungen eingesetzt. Diese Stoffe werden durch verschiedene Varianten biologischer Behandlungssysteme in Biomasse, Kohlendioxid und Wasser umgewandelt. Niedrig belastete aerobe Belebtschlammssysteme sind in dem Industriesektor weit verbreitet im Einsatz. Der Nährstoffgehalt im Abwasser aus Altpapierfabriken ist im Allgemeinen niedrig.

Beispiel MBR bei Köhler Pappen, Gengenbach (DE)

Die Fabrik stellt pro Jahr 35 000 Tonnen Karton auf Altpapierbasis (Graupappe) auf drei Papiermaschinen her. Es werden viele verschiedene Sorten, einschließlich farbiger Sorten, produziert. Vor der Einführung des MBR wurde das Abwasser nur durch Absetzen gereinigt und dann in eine städtische biologische

Behandlungsanlage eingeleitet. Die mittlere produktspezifische Abwassermenge beträgt circa $8 \text{ m}^3/\text{t}$ oder $38 \text{ m}^3/\text{Tag}$.

Die Stadt beschloss eine drastische Steigerung der Abwassergebühren von $0,35 \text{ Euro}/\text{m}^3$ auf $2,05 \text{ Euro}/\text{m}^3$. Außerdem muss die Fabrik für das Frischwasser bezahlen („Wassercent“). Daher war es notwendig, den Frischwasserverbrauch und das Abwasservolumen zu verringern. Außerdem wollte die Kartonfabrik Köhler Pappen aus wirtschaftlichen Gründen Wärme aus dem warmen Prozesswasser zurückgewinnen. Die Einführung der Maßnahme wurde als Gelegenheit betrachtet, den Produktionsstandort zu sichern.

Trotz der großen Bandbreite an Produkten besteht das Ziel des Abwasserbehandlungskonzepts darin, den größtmöglichen Anteil an gereinigtem Wasser zurück in die Produktion zu führen, um einen geschlossenen Wasserkreislauf zu erzielen. Abbildung 6.38 zeigt das Flussdiagramm der Prozesswasserbehandlung bei der Fabrik Köhler Pappen einschließlich MBR.

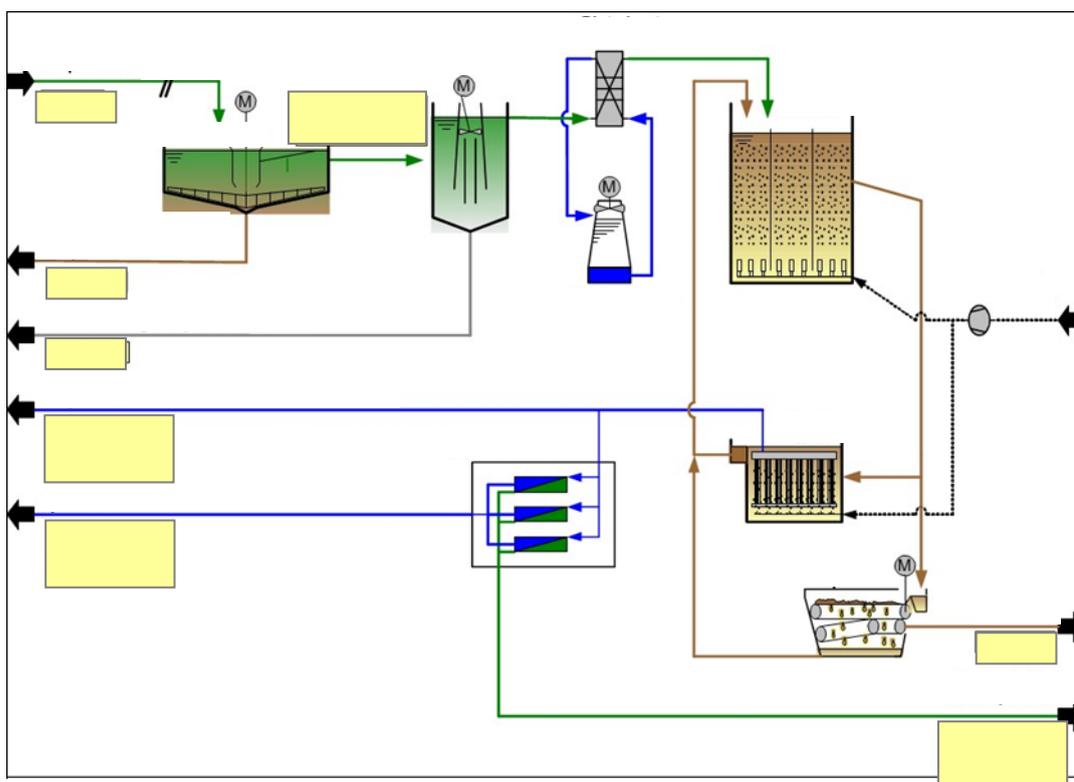


Abbildung 6.38 Flussdiagramm der Prozesswasserbehandlung bei der Fabrik Köhler Pappen einschließlich MBR

Die Hauptbestandteile des Prozesswasserbehandlungskonzepts bei Köhler Pappen sind nachstehend aufgeführt:

- Ein Bogensieb zum Entfernen von Kunststoffspuckstoffen, Schaumpolystyrol und anderen Abfallstoffen,
- Ein primäres Absetzbecken für die Faserrückgewinnung,
- Ein Entkarbonisierungsreaktor einschließlich eines Klärbeckens. Die kontrollierte Abscheidung von Calcium ist erforderlich, da durch die Verwendung von gemischtem Altpapier als Rohstoff und die sorgfältig geschlossenen Wasserkreisläufe die Gefahr der Belagbildung durch Calciumcarbonat auf den Membranen steigt. Natron, Kalkmilch und Eisen(II)-chlorid und eine geringe Menge Säure werden zum calciumreichen Abwasser hinzugefügt und mit diesem vermischt, so dass sich

Calciumcarbonatmikropartikel bilden. Die zugegebenen Flockungsmittel und die sorgfältige Durchmischung tragen dazu bei, dass sich agglomerierte Calciumcarbonatpartikel bilden, die durch Absetzen abgeschieden und mithilfe eines Schlammräumers und einer Pumpe entfernt werden. Die pumpfähige Calciumcarbonatsuspension hat eine Konzentration von 50 g/l bis 300 g/l und wird als Füllstoff für Kartonsorten verwendet. Die angestrebte Calciumkonzentration liegt bei 50 mg/l,

- Eine Belebtschlammkaskade (600 m³, Biomassekonzentration 10 – 12 g/l, Verhältnis Nahrung zu Masse <0,2 kg BSB/kg SS×d),
- Drei parallel betriebene getauchte Hohlfasermembrananlagen (mittlere Porengröße: 0,04 Mikrometer; dies entspricht der Ultrafiltration). Jeder Tank hat ein Fassungsvermögen von 10 m³ und enthält drei Membrangestelle mit jeweils 16 Membranmodulen. Das ergibt eine Gesamtmembranoberfläche von 5 000 m² mit einem berechneten Durchfluss von 8 l/m² × h,
- Um die verbleibenden gelösten Salze des Filtrats aus der MBR-Anlage zu verringern, kann ein Teilstrom (bis zu 50 % des MBR-Filtrats) mittels einer zweistufigen Umkehrosmose (maximal 15 bar) weiter gereinigt werden. Zum Zeitpunkt der Verfassung dieses Dokuments (2013) wird die Umkehrosmose nur mit niedriger Kapazität als eine Art Polizeifilter betrieben, weil keine Ausfällung von CaCO₃ auftritt.

Durch die Kreislaufführung des Filtrats aus dem MBR und eines Teilstrom des Umkehrosmosepermeats konnte der ursprüngliche Abwasservolumenstrom um mehr als 90 % verringert werden. Der verbleibende Volumenstrom (circa 0,6 m³/t) des Abwassers (das Konzentrat der Umkehrosmose) wird in die kommunale Abwasserbehandlungsanlage in Gengenbach eingeleitet.

Der mittlere Stromverbrauch der Behandlungsanlage (Entkarbonisierung, Belebtschlammanlage, MBR, Umkehrosmose) beträgt 2,3 kWh/kg CSB_{eliminiert} oder 2,0 kWh/kg CSB_{eliminiert} ohne Umkehrosmose. Jeden Tag werden circa 650 kg entwässerter Bioschlamm erzeugt, die weiterbehandelt oder entsorgt werden müssen. Für die Entkarbonisierungseinheit werden Flockungschemikalien verwendet.

Die erzielte mittlere Abwasserqualität des MBR-Filtrats, des Umkehrosmosepermeats und des Umkehrosmosekonzentrats nach dem Vorklärbecken sind in Tabelle 6.23 zusammengestellt (Daten von 2010).

Tabelle 6.23: Erzielte mittlere Wasserqualität mit den verschiedenen Behandlungsschritten der Kartonfabrik in Gengenbach

Parameter	Wert	Abfluss Absetzbecken	Filtrat MBR	Permeat Umkehrosmose	Konzentrat Umkehrosmose
Zufuhr	m ³ /h	28	28	10	3
CSB-Konzentration	mg/l	2 600	165	10	675
BSB ₅ -Konzentration	mg/l	1 300	<5	<1	37
CSB-Fracht	kg/t	17,5	1,1	0,07	0,49
BSB ₅ -Fracht	kg/t	8,75	0,03	0,007	0,03
Leitfähigkeit	µS/cm	2 500	2 400	110	6 700
Calciumkonzentration	mg/l	300	43	10	75
Gesamtmenge	mg/l	150	<2	<1	<1
NO ₃ -N	mg/l	4,1	0,9		
PO ₄ -P	mg/l	1,3	0,2		
Temperatur	°C	41	35	32	31
pH-Wert	[-]	6,6	8,1	6,5	6,2

Die Kosten für die Prozesswasserbehandlung der Kartonfabrik Köhler werden teilweise dadurch ausgeglichen, dass Energie zurückgewonnen wird (geringere Frischwassererwärmung, da die Enthalpie des wiederverwendeten Filtrats genutzt werden kann), dass CaCO₃ zurückgewonnen und als Füllstoff wiederverwendet wird und durch die Tatsache, dass diese Behandlung wesentlich kostengünstiger ist als

die alternative Behandlung in der kommunalen Abwasserbehandlungsanlage. Unter Berücksichtigung der erforderlichen Investitionen liegen die spezifischen Gesamtkosten im Bereich von 0,50 Euro/m³ und sind somit etwas höher als die spezifischen Kosten, die 2007 vor dem Bau der integrierten Behandlungsanlage an die Gemeinde zu zahlen waren. Die spezifischen Gesamtkosten von 0,50 Euro/m³ können noch um weitere 30 % verringert werden, da die Wasserqualität des MBR-Filtrats bereits geeignet ist, allen Teilen der Kartonproduktion zugeführt zu werden, ohne dass die Umkehrosmoseanlage genutzt werden muss. Die Wasserhärte wurde durch die Entkarbonisierungsanlage bereits ausreichend verringert, so dass die installierte Umkehrosmose nicht als „Niere“ zur Entfernung von Salzen oder Calcium benötigt wird. Andererseits müssen circa 0,22 Euro/m³ addiert werden, wenn eine Entkarbonisierung des Prozesswassers erforderlich ist.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Kosten für das MBR-System (Investition und Betriebskosten) sind höher als für herkömmliche zweistufige Anaerobreaktoren mit suspendiertem Trägermaterial plus niedrig belastete Belebtschlammanlagen.

Bei einer kürzlich erfolgten Fallstudie wurden die Betriebskosten und die Gesamtkosten unterschiedlicher MBR-Systeme unter Anwendung eines realistischen Modells für die Behandlung eines Teilstroms des Papierfabrikabwassers nach der Vorklärung ermittelt. Die Kostenberechnung umfasste auch einen Belebtschlamm-Bioreaktor. Die Daten wurden in Zusammenarbeit mit Ingenieurbüros und Herstellern ermittelt [118, A.Helble et al. 2009]. Die Gesamtbetriebskosten für MBR mit getauchten Membranen und belüfteten Kreuzstrom-Schlauchmembranen beliefen sich auf 0,22 Euro/m³. Diese Kosten schließen den spezifischen Energieverbrauch des Belebtschlamm-Bioreaktors (0,05 Euro/m³), den spezifischen Energieverbrauch der Membranstufe (0,06 Euro/m³), die Kosten für den Austausch der Membran und für Ersatzteile, die Kosten für Nährstoffe, Entschäumer und Reinigungschemikalien sowie Personalkosten ein. Die Betriebskosten verschiedener MBR-Systeme für die Behandlung von Papierfabrikabwässern liegen zwischen 0,18 Euro/m³ und 0,28 Euro/m³. Alle untersuchten MBR-Systeme waren UF-Systeme, d. h. mit einer Porengröße <0,1 µm (zugrundegelegte Energiekosten von 0,06/kWh). Die spezifischen jährlichen Kosten (Kapital + Betriebskosten) liegen im Bereich von 0,56 – 0,59/m³.

Obwohl die Preise für Membranen beträchtlich gesunken sind und die Lebensdauer der Membranen gestiegen ist, sind MBR-Systeme noch immer teurer als herkömmliche biologische Systeme. Um die Gesamtkosten bewerten zu können, müssen jedoch auch Vorteile wie Wasserrückführung, Energierückgewinnung, Prozesssicherheit, erzielte Abwasserqualität und verringerte Kosten für die Schlammbehandlung berücksichtigt werden.

Die erzielten Emissionen in Gewässer von Altpapier verarbeitenden Papierfabriken mit und ohne Deinking nach der aeroben Behandlung sind in Tabelle 6.24 dargestellt. In Tabelle 6.24 sind die wesentlichen betrachteten Papiergruppen, die hergestellten Produkte, die Arten der verwendeten Faserstoffzusammensetzung und die Art der angewendeten Behandlung angegeben. Das Referenzjahr ist 2006 und bei einigen Fabriken 2008.

Tabelle 6.24: Jahresmittelwerte der Emissionen in Gewässer von Altpapier verarbeitenden Papierfabriken mit und ohne Deinking nach der aeroben Behandlung

Beispiele für Altpapier verarbeitende Papierfabriken und Faserzufuhr	Angegebene erzielte Emissionswerte nach aerober Behandlung							Produktion (t) 2006 und Art der Behandlung
	CSB	BSB ₅	Tot-P	Tot-N	AOX	AFS	Volumenstrom [m ³ /t]	
Altpapier verarbeitende Papierfabriken mit Deinking, die grafisches RCF-Papier (Zeitungsdruckpapier, LWC-Papier, Kopierpapier, SC-Papier) herstellen								
SE Maxau, DE (52 % RCF, 42 % RMP, 6 % CP)	359 mg/l	7 mg/l	0,72 mg/l	1,6 mg/l	0,12 mg/l	13 mg/l	10,5	670 000 Zeitungsdruckpapier, SC-Papier
	2,9 kg/t	0,05 kg/t	0,008 kg/t	0,017 kg/t	0,001 kg/t	0,14 kg/t		Zweistufige BS/MBR
Gebr. Lang Ettringen, DE (90 % RCF, 8 % GW, 2 % CP)	226 mg/l	12 mg/l	0,6 mg/l	2,1 mg/l	0,13 mg/l	0,5 mg/l	8,9	555 200 Zeitungsdruckpapier, SC-Papier
	2,0 kg/t	0,09 kg/t	0,005 kg/t	0,02 kg/t	0,001 kg/t	0,005 kg/t		Einstufe BS/Tropfkörper, Ozonierung/Biofilter
Papierfabrik, DE (100 % RCF)	157 mg/l	9 mg/l	0,4 mg/l	2 mg/l	0,1 mg/l	KA	11,5	240 000 LWC- und Kopierpapier
	1,8 kg/t	0,1 kg/t	0,004 kg/t	0,019 kg/t	0,001 kg/t	KA		BBR + einstufige BS
Papierfabrik, NL (100 % RCF)	214	8,9	1,1	7,4	0,3	7,4 mg/l	13,1	230 000 SC-Papier (Ref.-Jahr: 2010)
	2,8	0,12	0,014	0,1	0,003	0,1 kg/t		Vorbelüftung / einstufige BS
Altpapier verarbeitende Papierfabriken mit Deinking, die Hygienepapier herstellen								
SCA Kostheim, DE (100 % RCF)	135 mg/l	12 mg/l	0,8 mg/l	5,6 mg/l	0,29 mg/l	KA	15,8	104 000 Hygienepapier
	2,1 kg/t	0,2 kg/t	10 g/t	90 g/t	4 g/t	KA		MBBR + BS
Altpapier verarbeitende Papierfabriken ohne Deinking, die Faltschachtelkarton herstellen								
MM Gernsbach, DE (100 % RCF)	183 mg/l	15,0 mg/l	0,60 mg/l	1,6 mg/l	0,18 mg/l	6 mg/l	6,0	200 000 Faltschachtelkarton
	1,1 kg/t	0,09 kg/t	0,004 kg/t	0,010 kg/t	0,001 kg/t	0,004 kg/t		Einstufige BS/MBR
RCF DE 5 (85 % RCF, 10 % MP, 5 % CP)	103 mg/l	7,3 mg/l	0,80 mg/l	2,6 mg/l	0,07 mg/l	8,3 mg/l	10,5	200 000 Faltschachtelkarton
	1,1 kg/t	0,08 kg/t	0,008 kg/t	0,03 kg/t	0,000 7 kg/t	0,009 kg/t		Einstufige BS/MBR, Biofilter
Anmerkung: KA = keine Angabe, BS = Belebtschlammanlage; MBBR = Moving Bed Biofilm Reactor (Schwebebett-Biofilmreaktor); RCF = zurückgewonnene Fasern; MP = Holzstoff, RMP = Refiner-Holzstoff; CP = Zellstoff.								
In Bezug auf Tot-N beinhalten die Daten für die deutschen Beispielfabriken nur die anorganischen Stickstoffverbindungen (ohne organischen N).								
Quelle: [248, Hamm 2007], [Befragungen 2007 und 2009]								

Weitere Daten zu den erzielten Emissionen sind in Abschnitt 6.2.2.5 enthalten. Die erreichbare Reinigungsleistung liegt im Bereich von 95 – 99 % für BSB₅ und 75 – 90 % für CSB. Gewöhnlich sind die Reinigungsleistungen durch die Verwendung einer kombinierten anaeroben-aeroben biologischen Behandlung etwas höher als durch die aerobe Behandlung allein (siehe Tabelle 6.20 in Abschnitt 6.3.7).

BSB-Werte, die über einen längeren Zeitraum mehr als 25 mg O₂/l betragen, deuten auf Störungen der biologischen Prozesse hin. Dann müssen die Betriebsparameter angepasst und/oder die Biomasse analysiert werden, um die Leistungsfähigkeit der Behandlungsanlage wiederherzustellen.

Das Recycling eines Teils des Wassers nach der biologischen Behandlung scheint sowohl bei RCF-Papier mit als auch ohne Deinking möglich zu sein. Altpapier verarbeitende Fabriken, die deinkte Papiersorten

herstellen, führen jedoch nicht mehr 10 % des behandelten Abwassers in die Papierfabrik zurück, während Altpapier verarbeitende Fabriken, die Wellenpapier herstellen, bis zu 30 % des behandelten Wassers recyclieren. Einige Fabriken betreiben sogar vollständig geschlossene Wasserkreisläufe (siehe Abschnitt 6.3.4).

Im Laufe der aeroben Abwasserbehandlung fällt Überschussschlamm an, der eingedickt, entwässert und weiterbehandelt werden muss. Ein typischer Wert für Belebtschlammanlagen liegt im Bereich von

0,6 kg Überschussschlamm/kg eliminiertem BSB₅ (als DS), das während der Behandlung erzeugt wird. Somit sind in Abhängigkeit von der Altpapierqualität und der Prozessgestaltung ungefähr 10 kg Überschussschlamm aus der biologischen Behandlung pro Tonne Papier (auf Trockensubstanzbasis) zu erwarten.

Normalerweise werden die Überwachungsparameter täglich oder wenigstens mehrmals pro Woche gemessen. In einigen Anlagen wird auch die kontinuierliche Messung angewendet (siehe Abschnitt 2.2.2.1.2). Zusätzliche Messungen zur Überwachung des Belebtschlammesystems sind erforderlich, wie z.B. der O₂-Gehalt, der SVI (Schlammindex), die Abwassermenge und zeitweise die Untersuchung des Belebtschlammes.

Zur Belüftung der aktiven Biomasse (Belebtschlamm) und für die Pumpen ist elektrische Energie erforderlich. Der spezifische Energieverbrauch für den Abbau/die Elimination von 1 kg BSB₅ beträgt 1,6 – 3 kWh/kg abgebautem BSB₅. Bei einem gut konzipierten System kann ein Wert von <1 kWh/kg abgebautem BSB₅ erreicht werden [91, Möbius 1997].

[118, A.Helble et al. 2009] gaben für die MBR-Behandlung des Abwassers einer typischen Papierfabrik einen Stromverbrauch von 0,90 kWh/m³ für die erste biologische Stufe und 0,5 kWh/m³ für die getauchten Membranen an, d. h. einen spezifischen Gesamtstromverbrauch von 1,4 kWh/m³.

Eine Altpapier verarbeitende Papierfabrik gab für seine Abwasserbehandlungsanlage, die aus einem Vorklärbecken, einer biologischen Stufe, einem Nachklärbecken und einem Sandfilter besteht, 1 – 1,2 kWh/kg abgebautem CSB an. Der Wert umfasst den Turbinenbelüfter, die Schlammwässerung, alle Pumpen und anderen Aggregate (wie Siebe, Räumer etc.).

Medienübergreifende Auswirkungen

Bei der aeroben biologischen Abwasserbehandlung wird Energie verbraucht (z. B. für Belüfter und Pumpen) und Schlamm erzeugt, der normalerweise vor der Verwendung oder Entsorgung behandelt werden muss.

Besonders in den Sommermonaten können aus der Abwasserbehandlungsanlage von Altpapier verarbeitenden Fabriken belästigende Gerüche emittiert werden. Wenn die Abwasserbehandlungsanlage sorgfältig bemessen und überwacht wird, können belästigende Gerüche vermieden werden (siehe Abschnitt 2.9.14).

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Anwendbar sowohl für neue als auch in bestehende Fabriken. MBR weisen normalerweise niedrigere P-, N- und CSB-Emissionen, die von verlorener Biomasse herrühren auf und erzeugen weniger Schlamm als eine konventionelle biologische Behandlung. Ein sehr niedriger Gehalt an abfiltrierbaren Stoffen ermöglicht auch die Wiederverwendung in sensibleren Bereichen der Produktion. Es sind jedoch nur sehr wenige MBR-Anlagen in der Zellstoff- und Papierindustrie in Betrieb. In Fabriken, die bei sorgfältig geschlossenen Wasserkreisläufen (z. B. einem Wasserzulauf unter 8 m³/t) Sorten mit niedrigerer Qualität herstellen, besteht unter Umständen ein erhöhtes Risiko für die Ausfällung von Kalk (Belagbildung) nach dem Bioreaktor und eine Kalkabscheidungsstufe kann erforderlich sein. In einigen Fällen ist eine zusätzliche Feinsortierung (z. B. mittels Siebtrommel) zusätzlich zur normalen Vorklärung notwendig, um

ein Zusetzen der Membranen zu verhindern. Ein weiteres Problem, das im Zusammenhang mit MBR auftreten kann, ist das Biofouling der Membranen.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Angaben zu den Kosten sind nur für eine integrierte Papierfabrik, die Papier auf Basis von Holzstoff herstellt, verfügbar. Das Abwasserbehandlungssystem ist vergleichbar mit System, das für die Behandlung des Abwassers aus der Altpapierverarbeitung angewendet wird. Daher können die Zahlen nur einen groben Anhaltspunkt für den Bereich der zu erwartenden Kosten darstellen. Für eine integrierte Holzstoff- und Papierfabrik mit einer Produktion von 1 000 Tonnen luro/Tag sind für eine vollständig neue Belebtschlammanlage ungefähr Investitionen in Höhe von 13,0 - 15,5 Millionen Euro erforderlich. Diese Kosten enthalten auch die notwendige Vorklärung und Schlammaufbereitung. Die entsprechenden Betriebskosten belaufen sich auf 1,2 – 1,5 Millionen Euro pro Jahr.

Wichtiger Grund für die Einführung

Gesetzliche Anforderungen.

Anlagenbeispiele

In europäischen Altpapier verarbeitenden Papierfabriken sind zahlreiche aerobe Abwasserbehandlungsanlagen in Betrieb.

MBR-Anlagen: Papeteries du Rhin (Karton, MBR mit getauchten Membranen), FR; Papeterie Lacaux (MBR mit externen getauchten Membranen), FR; VHP Veiligheidspapierfabriek Ugchelen BV (MBR, thermophil, mit externen Kreuzstrom-Schlauchmembranen), NL; Köhler Pappen Gengenbach (MBR mit externen getauchten Membranen), DE; Papierfabrik Louisenthal in Gmund und Königstein (MBR mit externen getauchten Membranen), DE.

Referenzliteratur

[14, CEPI 1997], [91, Möbius 1997], [248, Hamm 2007] [Questionnaires 2007 and 2009].

MBR plants: [102, I.S.Kim et al. 2006], [107, H.Schwarz 2010], [118, A.Helble et al. 2009].

6.3.9 Kombinierte Ozonierung und Biofiltration

Diese Technik kann auch zur Behandlung von Abwasser anderer Papiersorten in Betracht gezogen werden, die schlecht biologisch abbaubares Rest-CSB enthalten, z. B. holzhaltige Sorten (siehe Kapitel 5). Ein weiteres weitergehendes Verfahren zur Abwasserbehandlung (dritte Reinigungsstufe) wird in Abschnitt 7.3.12 (chemische Fällung) beschrieben.

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Die Standardbehandlungsmethode in den meisten europäischen Papierfabriken stellt die biologische Behandlung des Abwassers aus den Papierfabriken dar, womit die Emissionen in Gewässer beträchtlich verringert werden (siehe Abschnitt 6.3.7 und 6.3.8). In einigen Fällen ist der bestmögliche biologische Abbau organischer Stoffe nicht gut genug, um das empfangende Gewässer zu schützen. Dann ist eine weitergehende Behandlung der verbleibenden Schmutzstoffe nach der biologischen Behandlung erforderlich, die auf eine weitere Verringerung von CSB, AOX, Verfärbung und TSS abzielt.

Sofern eine erfolgreiche Vorbehandlung von Teilströmen nicht möglich ist, wird normalerweise die Ozonbehandlung am wirksamsten und wirtschaftlichsten nach der biologischen Stufe angewendet. Durch die Kombination von Ozonierung und Festbett-Biofilmreaktoren werden in Abhängigkeit von der angewendeten Ozonmenge CSB, Verfärbungen und AOX, schwer abbaubare optische Aufheller und Komplexbildner sowie Bakterien abgebaut. In Abbildung 6.39 ist der Aufbau der Ozonanlage bei SCA Laakirchen, AT, dargestellt.

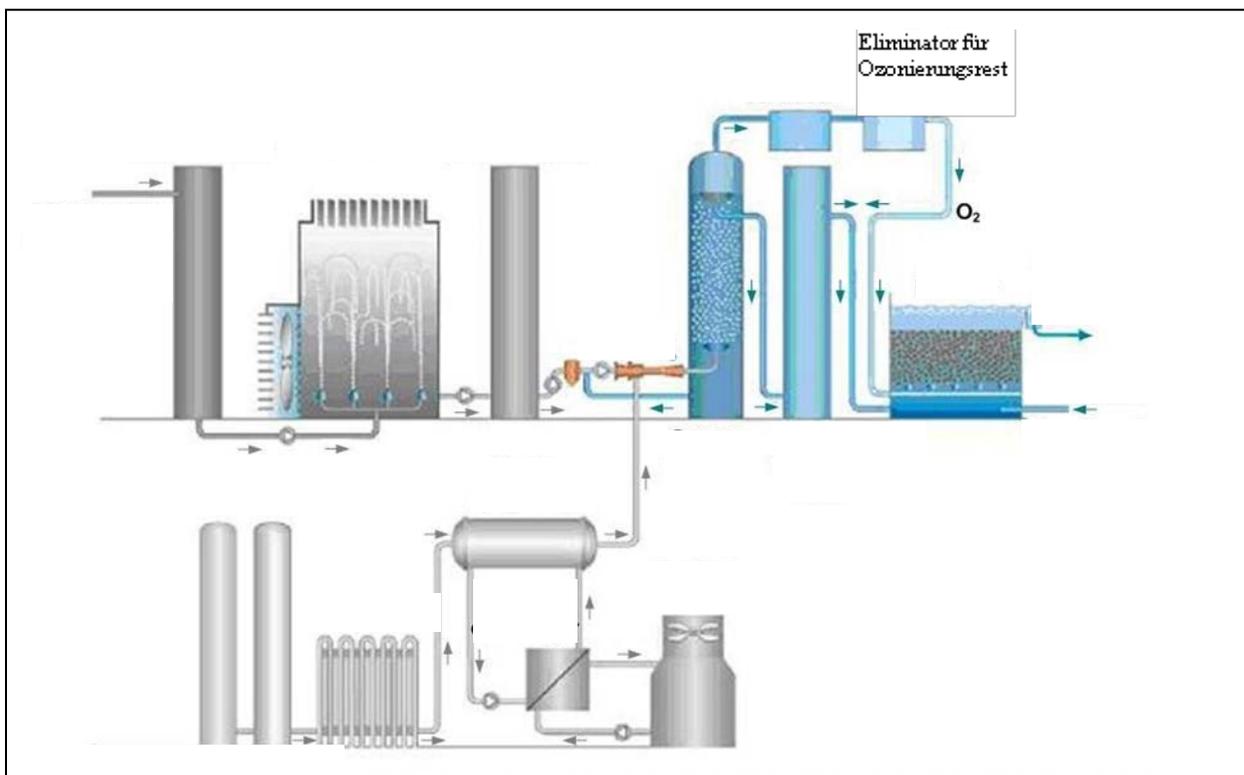


Abbildung 6.39: Aufbau der Ozonierungsstufe mit nachgeschaltetem Biofilter

Dieser Prozessaufbau verhindert die vollständige Oxidation der organischen Stoffe durch die Ozonierung, so dass die Menge des benötigten Ozons verringert und die Betriebskosten optimiert werden. Das Ziel, das mit diesem Aufbau erreicht werden soll, besteht darin, kein Ozon für leicht biologisch abbaubare Stoffe zu verbrauchen, sondern nur die persistenten organischen Stoffe zu oxidieren.

Die Ozonierung wird in zwei großtechnischen Anwendungen in Europa (AT, DE) verwendet, wobei ein vollständig biologisch abgebautes Abwasser, d. h. mit niedrigen BSB-Konzentrationen entsteht. Das Niveau der persistenten organischen Verbindungen wird jedoch noch immer als zu hoch für das empfangende Gewässer betrachtet. Das gewählte Prozesssystem ermöglicht die Umwandlung von Teilen der persistenten organischen Verbindungen (Rest-CSB, AOX und Verfärbung) in biologisch abbaubare Fraktionen. Die Kombination der Ozonierung mit einer nachgeschalteten Biofiltration nutzt diesen Effekt der partiellen Oxidation, indem die Verwendung teurer chemischer Oxidationsmittel (O_3) auf die Menge begrenzt wird, die erforderlich ist, um die Sollwerte zu erreichen. Die teilweise oxidierten Verbindungen, die jetzt biologisch abbaubar sind, werden dann im nachgeschalteten Bioreaktor eliminiert. Dieser Effekt ist in Abbildung 6.40 dargestellt. Die drei Säulenpaare zeigen den CSB- und BSB₅-Gradienten während der Ozonierung, Biofiltration und an der Einleitungsstelle bei einer täglichen Probenahme mit einer spezifischen Ozonzufuhr von $0,15 \text{ kg } O_3/\text{kg CSB}_{\text{Zulauf}}$.

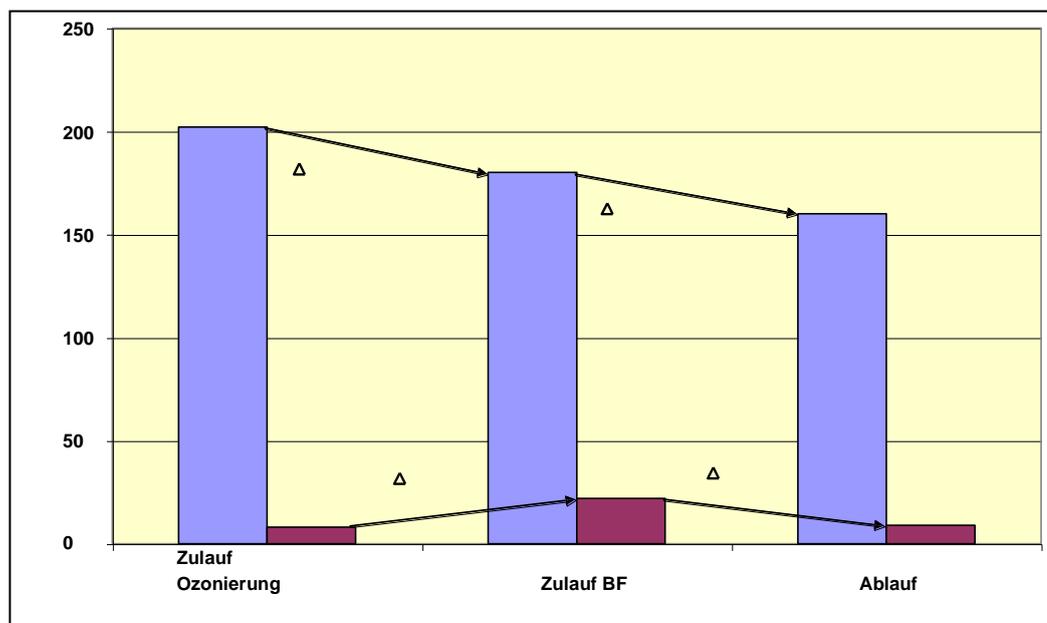


Abbildung 6.40: Entwicklung der CSB- und BSB₅-Konzentration während der Ozonierung und Biofiltration

Aufgrund der relativ niedrigen Konzentrationen biologisch abbaubarer Verbindungen nach der teilweisen Oxidation ($BSB_5 < 50 \text{ mg/l}$) werden für die nachgeschaltete biologische Behandlung nur Biofilmreaktoren verwendet, die zu guten Ergebnissen führen.

Mit dieser Art der weitergehenden Behandlung kann der CSB-Gehalt um 60 % (einstufig) bis zu 85 % (zweistufig) in Bezug auf das Abwasser nach der biologischen Behandlung, bei einem spezifischen Ozonverbrauch von $0,4 - 1,0 \text{ kg/kg CSB}_{\text{eliminiert}}$ entfernt werden. Die Betriebskosten für eine Anlage wie diese belaufen sich auf $0,3 - 0,4 \text{ Euro/m}^3$ behandeltes Abwasser (Daten von Papierfabrik Lang Ettringen, DE, 2009) - abhängig von der Art des Abwassers und der Größe und dem technischen Stand der Anlage.

Neben der verbesserten CSB-Entfernung können durch die Ozonierung abhängig von der Vorbehandlung und der O_3 -Zugabe, auch die Verfärbung des Abwassers, die absorbierbaren organischen Verbindungen (AOX), die schlecht biologisch abbaubaren Komplexbildner wie DTPA und EDTA sowie die Toxizität des Abwassers (falls dies noch relevant ist) verringert werden. Die Ozonierung kann auch zur Desinfektion des behandelten Abwassers verwendet werden [117, Kaindl 2009].

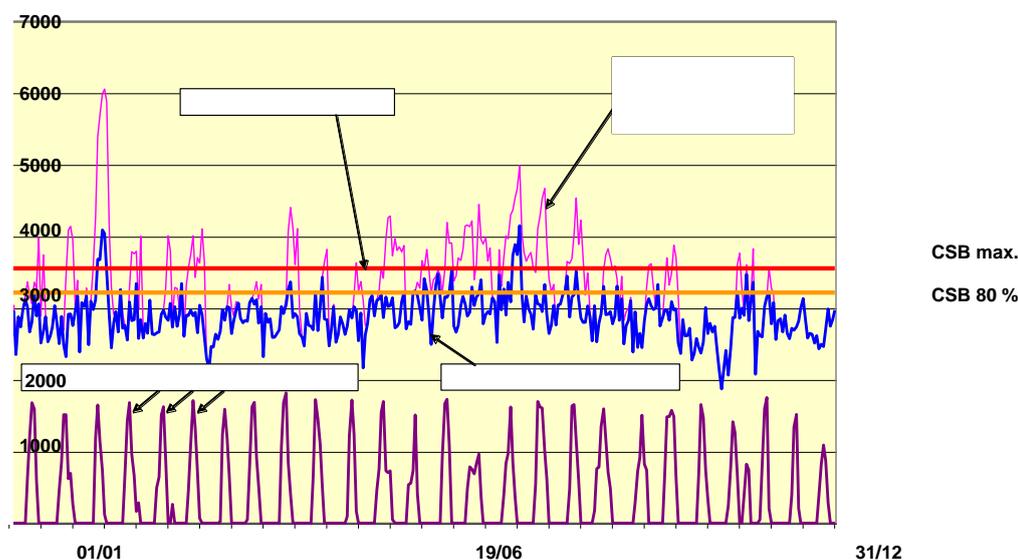
Umweltleistung und Betriebsdaten

In der Papierfabrik SCA Laakirchen, AT, wird eine Kombination aus Ozonierung und nachgeschalteter Biofiltration angewendet, um folgende Ziele zu erreichen:

- Verbesserte CSB-Verringerung, die nicht durch die Anwendung der herkömmlichen mechanischen und biologischen Behandlung allein erreicht werden kann;
- Kontrollierbarkeit der zusätzlichen CSB-Verringerung und Vermeidung von CSB-Spitzen, die mit besonderen Produktionssituationen einhergehen (Sorten mit hohem Weißgrad);
- Verringerung der Betriebskosten durch eine individuelle Zugabe von Ozon bei CSB-Spitzenfrachten im biologisch behandelten Wasser und die Kombination von Ozonierung und nachgeschalteter Biofiltration;
- Entfärbung des Abwassers.

Die höheren Rest-CSB-Spitzen (bis zu 40 % höher) treten normalerweise auf, wenn Sorten mit hohem Weißgrad hergestellt werden (intensivere Bleiche von Holzschliff zusammen mit schlechter biologisch abbaubaren chemischen Zusätzen, mehr NaOH, Peroxid, Komplexbildner und mehr schlecht abbaubares CSB). Durch die Ozonierung-Biofiltration kann die Behandlung so angewendet werden, dass die vorhersehbaren Spitzen vermieden (ausgeglichen) und die CSB-Sollwerte erfüllt werden. Dadurch werden

die zusätzlichen Kosten verringert. In Abbildung 6.41 sind die typischen Produktions- und Emissionsdaten im Jahresverlauf (2008) vor und nach Ozonierung-Biofiltration dargestellt. Die Abbildung zeigt, dass ohne Ozonierung die zulässigen Grenzwerte an vielen Tagen des Jahres nicht erfüllt worden wären. Die violette Linie im unteren Teil der Abbildung zeigt die Produktionszeiträume, in denen der Anteil an Sorten mit höherem Weißgrad erhöht ist (intensiver gebleichter Holzschliff). Die Herstellung von Sorten mit höherem Weißgrad (73 – 80 ISO % anstelle von 67 – 68 ISO % bei Standardsorten) geht mit höheren anfänglichen CSB-Frachten (ungefähr 50 kg CSB/t intensiv gebleichtem Holzschliff anstelle von circa 35 kg CSB/t gebleichtem Standard-Holzschliff) einher. Die rosafarbene Linie im oberen Teil der Abbildung zeigt die tägliche CSB-Fracht vor dem Eintritt in die Ozonierungsstufe. Der Umriss dieser Linie folgt grundsätzlich der violetten Linie. Die blaue Linie stellt die tägliche CSB-Fracht nach Ozonierung-Biofiltration dar. Sie zeigt, dass die Anpassung des Behandlungssystems die wirksame Erfüllung der CSB-Emissionsollwerte (angegeben als maximal zulässiger CSB-Wert und 80. Perzentil, siehe rote und orange horizontale Linien) ermöglicht.



Quelle: [110, N.Kaindl 2009]

Abbildung 6.41: Typische Produktions- und Emissionsdaten vor und nach Ozonierung und Biofiltration

In der Papierfabrik in Gmund, DE, wird die Ozonierung als interne Behandlung eingesetzt. Kreislaufwasser aus der Herstellung einer großen Bandbreite gefärbter Sorten wird zurückgewonnen und die suspendierten Feststoffe werden in einem Druckscheibenfilter abgeschieden. Das gefärbte Kreislaufwasser tritt dann in eine Ozonierungsstufe ein, in der es entfärbt wird, bevor es in einen Lagerbehälter geleitet wird. Von da wird es in den Prozess zurückgeführt und für verschiedene Zwecke verwendet. So wurde der Wasserverbrauch um 50 % verringert.

Medienübergreifende Auswirkungen

Mit Ausnahme der kleinen Menge überschüssigen biologischen Schlammes, der in den Biofiltern anfällt, werden Schmutzstoffe wirklich eliminiert und nicht nur abgeschieden. Somit wird durch diese Behandlung kein Konzentrat erzeugt, das weiter behandelt werden muss, wie dies der Fall ist, wenn Membranen oder Eindampfanlagen angewendet werden.

Negative medienübergreifende Auswirkungen sind der Energieverbrauch für den Ozongenerator, der im Bereich von 10 – 13 kWh/kg Ozon liegt, sowie der geringer anzunehmende Energieverbrauch für die Erzeugung reinen Sauerstoffs. Außerdem wird für die Belüftungspumpen des Biofilters und dessen Rückspülung Strom benötigt.

Basierend auf der Produktion im Jahr 2005 (30 % Sorten mit hohem Weißgrad) und Kostendaten (für Energie und Sauerstoff) wird ein Beispiel für den mittleren jährlichen Energieverbrauch dieser weitergehenden Behandlung angegeben [117, Kaindl 2009].

Energieverbrauch in Bezug auf CSB_{eliminiert}:

Biologische Behandlung:	1,5 kWh/kg CSB _{eliminiert}
Ozonbehandlung:	20,8 kWh/kg CSB _{eliminiert}
Sauerstoffverbrauch für die Ozonierung:	7,9 kg O ₂ /kg CCB _{eliminiert} .

Energieverbrauch in Bezug auf die Bruttopapierproduktion:

Biologische Behandlung:	18,9 kWh/Tonne Papier (brutto)
Ozonbehandlung:	7,5 kWh/Tonne Papier (brutto)
Sauerstoffverbrauch für die Ozonierung:	2,8 kg O ₂ /Tonne Papier (brutto).

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Grundsätzlich kann diese Behandlung bei allen Abwässern angewendet werden, deren Rest-CSB-Werte für die Einleitung noch zu hoch sind (siehe Abbildung 6.41). Das mit Ozon behandelte Wasser kann dann entweder ins Gewässer eingeleitet oder im Produktionsprozess wiederverwendet werden. In der Papierfabrik Lang, DE wird ein ähnliches Konzept wie in Laakirchen angewendet.

Die Verringerung der Farbe im ozonierten Abwasser verbessert die Möglichkeiten für die Wiederverwendung des behandelten Abwassers in der Papierfabrik. Für die Anwendung einer Ozonstufe zur Entfärbung und teilweisen Rückführung des entfärbten Prozesswassers ist eine fast vollständige und stabile Faserrückgewinnung vor der Ozonierung wesentlich. Eine teilweise Neuordnung des Wasserkreislaufs der Fabrik geht mit dieser Anwendung einher.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Im Vergleich zu anderen weitergehenden Behandlungstechniken, wie Flockung/Ausfällung, stellt die Ozonbehandlung unter bestimmten Bedingungen eine wirtschaftlich sinnvolle Alternative dar. Mit der Ozonbehandlung kann auch eine mehr oder weniger vollständige Entfärbung bei angemessenen Kosten erfolgen.

Die Investitionskosten für die weitergehende Behandlung, die in Abbildung 6.41 dargestellt ist, betragen 2004 7,6 Millionen Euro (*Quelle:* Informationsfolder zur Kläranlage SCA-Laakirchen, 'High tech für eine saubere Traun').

Die Betriebskosten hängen in großem Maß von der angestrebten Verringerung der CSB-Fracht ab. Die Angabe der spezifischen Behandlungskosten pro m³ behandelten Abwassers ist weniger informativ, da der Ozonbedarf ausschließlich von den zu oxidierenden organischen Stoffen abhängt (z. B. CSB-Fracht). Aussagekräftiger ist daher die Angabe der Betriebskosten in Bezug auf die eliminierte CSB-Fracht. Basierend auf der Produktion im Jahr 2005 (30 % Sorten mit hohem Weißgrad) und Kostendaten (für Energie und Sauerstoff) sowie der Verringerung der CSB-Fracht, die unter „Umweltleistung und Betriebsdaten“ beschrieben wird, geben die folgenden Daten zu Betriebskosten [110, N.Kaindl 2009] einen Eindruck von der Höhe der Kosten:

- Biologische CSB-Reduktion: 0,27 Euro/kg CSB_{eliminiert},
- CSB-Elimination O₃ + Biofilter: 1,33 Euro/kg CSB_{eliminiert},
- Biologische Abwasserbehandlung: circa 3,7 Euro/Tonne Papier,
- Ozonierung + Biofiltration: 0,53 Euro/Tonne Papier.

Obwohl die Kosten für die CSB-Elimination durch die Verwendung der weitergehenden Behandlung (Ozonierung und nachgeschaltete Biofiltration) wesentlich höher sind als die Kosten für die herkömmliche biologische Behandlung allein, sollte berücksichtigt werden, dass die zusätzlichen Kosten pro Tonne Papier weniger hoch sind, da die leicht biologisch abbaubaren organischen Stoffe vor der Ozonierungsstufe bereits vollständig abgebaut sind. Dadurch können die Zugabe von Ozon und die Betriebskosten auf einem niedrigeren Niveau gehalten werden. Somit wird das Ozon wirksam auf die schlecht biologisch abbaubaren organischen Stoffe gerichtet.

Wichtiger Grund für die Einführung

Wenn der Abbau organischer Stoffe nach der zweistufigen biologischen Behandlung nicht ausreichend ist, stellt die Ozonierung mit nachgeschalteter Biofiltration eine stabile und zuverlässige Option dar. Die weitergehende Abwasserbehandlung wird normalerweise in Fabriken angewendet, die sich an sensiblen oder sehr kleinen aufnehmenden Gewässern befinden. Sie wird außerdem von Fabriken genutzt, die ihre Kapazität wesentlich erhöhen und keine Genehmigung für die entsprechende Erhöhung der Abwasserfracht in den Fluss besitzen. Die weitergehende Abwasserbehandlung ermöglicht das Ausgleichen höherer organischer Frachten, die durch die Herstellung von Sorten mit höherem Weißgrad entstehen.

Anlagenbeispiele

SCA Laakirchen (Ozonierung zur Verringerung von CSB-Spitzenemissionen), AT; Myllykoski Lang Papier Ettringen (Ozonierung zur Verringerung der CSB-Fracht), DE; Papierfabrik Gmund (Entfärbung des Prozesswassers vor der Einleitung und teilweisen Rückführung), DE.

Referenzliteratur

[110, N.Kaindl 2009], [111, Möbius 2009], [112, Kaindl 2006], [115, C.H.Möbius et al. 2004], [117, Kaindl 2009].

6.3.10 Beispiele für energiesparende Techniken

Es gibt viele Maßnahmen zur Energieeinsparung in Altpapier verarbeitenden Fabriken. In diesem Abschnitt werden drei Beispiele für Energiesparmaßnahmen beschrieben. Allgemeine Maßnahmen zur Verringerung der thermischen und elektrischen Energie, die nicht nur in Altpapier verarbeitenden Fabriken, sondern für (fast) alle Papiersorten angewendet werden können, sind in Abschnitt 2.9.5 und 2.9.6 angegeben. Für Techniken, die sich hauptsächlich auf die Papierherstellung beziehen, wird auf Abschnitt 7.3.15 verwiesen. Die Richtwerte für den Stromverbrauch für Altpapier verarbeitende Papierfabriken sind in Tabelle 6.25 aufgeführt.

Tabelle 6.25: Richtwerte für den Energieverbrauch für Wärme und Strom in unterschiedlichen Arten von Altpapierfabriken

Art der Altpapier verarbeitenden Fabrik	Richtwert für den Stromverbrauch für Prozesswärme	Richtwert für den Stromverbrauch für Strom (kWh/t)
RCF ohne Deinking (Packpapier, z. B. Testliner und/oder Wellenpapier)	1 100 – 1 500	350 – 450
RCF ohne Deinking (Karton oder Faltschachtelkarton ⁽¹⁾ , gestrichen und ungestrichen)	1 200 – 1 600	400 – 500
RCF mit Deinking (grafisches Papier, z. B. Zeitungsdruckpapier ⁽¹⁾)	1 000 – 1 800	900 – 1 300
RCF mit Deinking (Faltschachtelkarton) ⁽¹⁾	1 000 – 1 100	450 – 550

⁽¹⁾ Die angegebenen Zahlen beziehen sich auf Fabriken, die nicht über eine integrierte Holzstoffproduktion verfügen. Die Herstellung von Holzstoff erfordert wesentlich mehr elektrische Energie als die Verarbeitung von Recyclingfasern. Für Altpapier verarbeitende Papierfabriken, die relevante Anteile von vor Ort hergestelltem Holzstoff in der Faserstoffzusammensetzung nutzen, können die Richtwerte für den Energieverbrauch fallweise unter Berücksichtigung der angewendeten Aufschlussprozesse und den entsprechenden Anteilen geschätzt werden.

Die folgenden Systemgrenzen wurden in Bezug auf die in der vorstehenden Tabelle 6.25 angegebenen Richtwerte für den Energieverbrauch berücksichtigt:

- (1) Die Stromverbrauchswerte beziehen sie auf die Nettoproduktion der gesamten Fabrik und umfassen Pumpen, Rührwerke und Druckluft. Periphere Untersysteme für Rohwasser und Abwasser, Schlamm und Spuckstoffe, wie die Druckentspannungsflotation, Schraubenpressen für Spuckstoffe oder Schlammpressen sowie die Abwasserbehandlung sind ebenfalls inbegriffen.
- (2) Die Werte umfassen alle Anlagenteile, die mit der Verarbeitung von Altpapier und der Papierherstellung in Verbindung stehen, vom Zuführungsförderer bis zur letzten Rollenschneidmaschine, d. h. vor der Verarbeitung.
- (3) Die angegebenen Zahlen für den Stromverbrauch berücksichtigen den Primärenergieeinsatz von Brennstoffen für die Stromerzeugung nicht, spiegeln aber die verwendete Prozesswärme und den Strom wider. Elektrische Infrarottrockner (IR-Trockner) sind im Stromverbrauch enthalten.
- (4) Hinsichtlich der Wärme beziehen sich die Verbrauchswerte auf die Wärmekapazität des verwendeten Dampfs und bei IR- oder Lufttrocknern auf den unteren Heizwert für Gas. Gas-Infrarottrockner sind im Stromverbrauch enthalten.

6.3.10.1 Hochkonsistenzzerfaserung zur Stofflösung bei Altpapier

Beschreibung

Hochkonsistenz-Pulper (HK-Pulper) verfügen über speziell entwickelte Rührwerke (z. B. Zerfaserungsschnecke). Für größere Anlagen werden oft Stoffauflösetrommeln verwendet. Die Stoffdichte zur Stofflösung liegt für Altpapiersorten gewöhnlich zwischen 5 % und 7 %. Eine Erhöhung der Stoffdichte auf bis zu 20 % führt zu einer Stromeinsparung beim Aufschluss [Münster H., PTS Symposium Energy Management, Munich 2007]. Die Technik wird hier anhand eines Beispiels erklärt, für das auch die spezifischen Energieverbrauchsdaten für die Herstellung einer Altpapier verarbeitenden Papierfabrik ohne Deinking angegeben werden. Die in Abbildung 6.42 dargestellte Beispielfabrik befindet sich in Südeuropa und stellt Wellpapier auf einer Papiermaschine her.

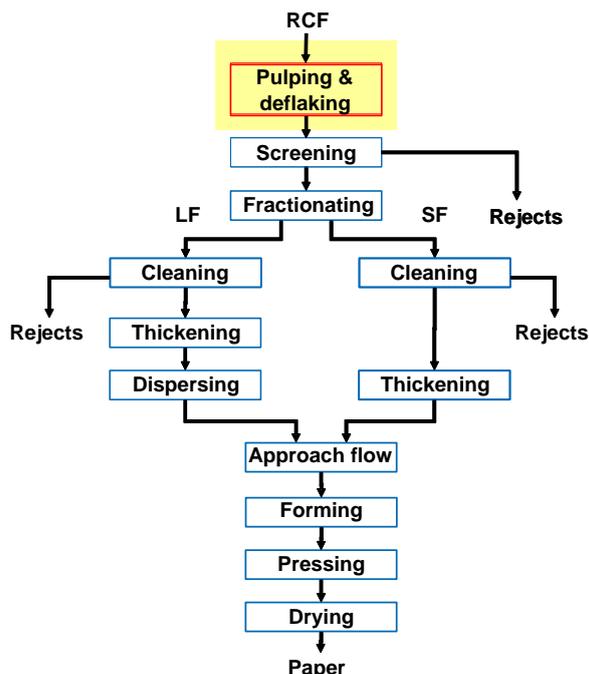


Abbildung 6.42: Prozessschritte (Untersysteme) der als Beispiel angeführten Altpapier verarbeitenden Fabrik ohne Deinking

Erreichter Umweltnutzen

Energieeinsparungen durch einen geringeren Wassergehalt im Pulper und eine verringerte Rührgeschwindigkeit. Die tatsächlichen Einsparungen hängen von der Qualität der verwendeten Rohstoffe und die Faserstoffanforderungen ab. Die erzielten Einsparungen liegen in einem Bereich von 2 bis 10 kWh/t gelöstem Faserstoff.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Der Gesamtprozessenergieverbrauch (Wärme und Strom) für die Beispielfabrik beträgt 1 600 kWh/t lieferfähigen Papiers. In Tabelle 6.26 ist eine Aufschlüsselung auf der Unter-systemebene für die Produktion dargestellt, um einen Richtwert für den Energieverbrauch der entsprechenden Unter-systeme zur Verfügung zu stellen. Die Werte bestehen aus zusammengefassten Daten, die aus Prozessuntersuchungen und Schätzungen abgeleitet wurden [249, Blum et al. 2007].

Tabelle 6.26: Energieverbrauch der Altpapier verarbeitenden Beispielfabrik ohne Deinking

Energieverbrauchende Prozesse	Lieferfähige Nettoproduktion		untersystem- spezifisch		Basis für den spezifischen Untersystemwert
	Wärme (kWh/t)	Strom (kWh/t)	Wärme (kWh/t)	Strom (kWh/t)	
Aufschluss, Entstippen		20		20	Stoffzusammensetzung
Sortieren		30		30	Stoffzusammensetzung
Reinigen		10		10	Stoffzusammensetzung
Eindicken		10		10	Bruttoproduktion
Dispergieren	200	40	150	40	Bruttoproduktion
Papiermaschine					
Konstantteil		50		50	Bruttoproduktion
Blattbildung und Entwässerung der Bahn (einschließlich Grobvakuum)		50		45	Bruttoproduktion
Pressen (einschließlich Hochvakuum)		70		70	Bruttoproduktion
Trocknen des Papiers (einschließlich Hallenbelüftung)	1 000	50	900	50	Bruttoproduktion
Allgemeine Fabrikleistungen (ABA, Druckluft)		20		20	Nettoproduktion
Gesamt	1 200	400			
	1 600				

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine signifikanten Auswirkungen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Anwendbar auf RCF-Sorten mit oder ohne Deinking. Diese Technik erfordert eine umfassende Umstellung des Systems und wird oft im Rahmen einer Kapazitätserhöhung von Fabriken eingeführt.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Daten.

Wichtiger Grund für die Einführung

Verringerung der Kosten durch Stromeinsparungen. Eine Steigerung der Produktionskapazität ist möglich.

Anlagenbeispiele

Es gibt zahlreiche Anlagen in Europa (davon befinden sich mindestens zwei in Deutschland).

Referenzliteratur

[249, Blum et al. 2007], [Münster H., PTS Symposium Energy Management, Munich 2007].

6.3.10.2 Energiesparende Sortiertechniken

Beschreibung

Mit Sieben werden Verunreinigungen und Schmutzstoffe aus dem Altpapier entfernt. In Altpapier verarbeitenden Fabriken werden verschiedene Sortierkonzepte angewendet. Mit energiesparenden Sieben kann Strom gespart werden, weil die Siebe mit höheren Stoffdichten beaufschlagt werden können und effizientere Siebkörbe verwendet werden. Die Techniken werden anhand eines Beispiels erklärt, für das auch die spezifischen Energieverbrauchsdaten für die Herstellung dieser Papiersorte angegeben werden. Die Beispielfabrik nutzt eine Lochsortierung mit nachgeschalteter mehrstufiger Feinsortierung. Die Stoffdichte konnte von ungefähr 1,5 % auf 2,5 % erhöht werden. Die verwendeten Siebe verfügten über höhere Abtrennleistungen. Daher konnte die Umlaufgeschwindigkeit bei der gleichen Produktionsrate verringert werden. Der Standort der Fabrik, die Zeitungsdruckpapier auf einer Papiermaschine herstellt, befindet sich in Mitteleuropa. Die Prozessschritte (Untersysteme) der als Beispiel angeführten Altpapier verarbeitenden Fabrik mit Deinking sind in Abbildung 6.43 dargestellt.

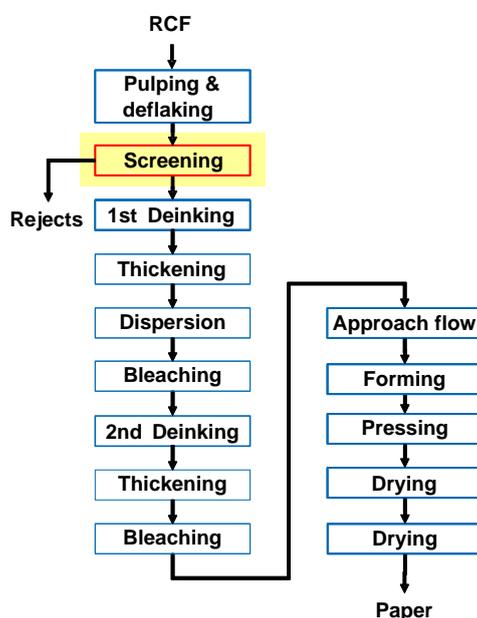


Abbildung 6.43: Prozessschritte (Untersysteme) der als Beispiel angeführten Altpapier verarbeitenden Fabrik mit Deinking

Erreichter Umweltnutzen

Energieeinsparungen durch einen geringeren Wassergehalt im Faserstoffsystem und eine geringere Zahl an Prozessschritten. Die tatsächlichen Einsparungen hängen von der Qualität der verwendeten Rohstoffe und den Faserstoffanforderungen ab. In der Beispielfabrik wurde Strom im Bereich von 18 kWh/t Zellstoff eingespart.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Der Gesamtprozessenergieverbrauch (Wärme und Strom) für die Beispielfabrik beträgt 2 200 kWh/t lieferfähigen Papiers. In Tabelle 6.27 ist eine Aufschlüsselung auf der Untersystemebene für die Produktion dargestellt, um einen Richtwert für den Energieverbrauch der entsprechenden Prozessstufen zur Verfügung zu stellen. Die Werte bestehen aus zusammengefassten Daten, die aus Prozessuntersuchungen und Schätzungen abgeleitet wurden [249, Blum et al. 2007].

Tabelle 6.27: Energieverbrauch der Altpapier verarbeitenden Beispielfabrik mit Deinking

Energieverbrauchende Prozesse	Lieferfähige Nettoproduktion		untersystem-spezifisch		Basis für den spezifischen Untersystemwert
	Wärme (kWh/t)	Strom (kWh/t)	Wärme (kWh/t)	Strom (kWh/t)	
Aufschluss, Entstippen		50		40	RCF-Stoffzusammensetzung
Sortieren		70		50	RCF-Stoffzusammensetzung
Reinigen		30		20	RCF-Stoffzusammensetzung
1. Deinking		70		50	RCF-Stoffzusammensetzung
Eindicken		10		10	RCF-Stoffzusammensetzung
Dispergieren	200	50	150	40	RCF-Stoffzusammensetzung
Erste Bleiche		40		30	RCF-Stoffzusammensetzung
Zweites Deinking		70		50	RCF-Stoffzusammensetzung
Eindicken		10		10	RCF-Stoffzusammensetzung
Zweite Bleiche		40		30	RCF-Stoffzusammensetzung
Papiermaschine					
Konstantteil		100		90	Bruttoproduktion
Blattbildung und Entwässerung der Bahn (mit Grobvakuum)		60		50	Bruttoproduktion
Pressen (mit Hochvakuum)		150		130	Bruttoproduktion
Trocknen des Papiers (mit Hallenbelüftung)	1 100	60	1 000	50	Bruttoproduktion
Allgemeine Fabrikleistungen (ABA, Druckluft)		50		50	Nettoproduktion
Gesamt	1 300	900			
		2 200			

Medienübergreifende Auswirkungen

Durch eine höhere Abtrennleistung von Stickies kann eine positive Wirkung auf die Faserstoffqualität erzielt werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Anwendbar auf RCF-Sorten mit oder ohne Deinking.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Verringerung der Kosten durch Verringerung des Stromverbrauchs und Erhöhung der Produktionskapazität.

Anlagenbeispiele

Einige Anlagen in Europa (davon befinden sich mindestens drei in Deutschland).

Referenzliteratur

[249, Blum et al. 2007].

6.3.10.3 Modernisierung der Stoffaufbereitungsanlagen für verringerten Stromverbrauch und verringerte Emissionen

Die folgende Beschreibung gilt hauptsächlich für Altpapierfabriken ohne Deinking, wie z.B. Papierfabriken zur Herstellung von Ausgangsmaterial für die Wellpappenherstellung (Testliner, Wellenstoff). Allerdings sind die Grundzüge für alle Altpapier verarbeitenden Fabriken gültig. Fabriken mit Deinkingstufen können in den Deinkinganlagen über zusätzliche Optionen verfügen.

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Es kann verschiedene Zielsetzungen für die Modernisierung der Konzepte für Stoffaufbereitungsanlagen geben. Sie hängen von den Prioritäten einer spezifischen Firma ab, wie die bessere Entfernung von kleineren Verunreinigungen und Schmutzstoffen zur Verbesserung der Produktqualität und der Effizienz der Papiermaschine, die höhere Rückgewinnung von Fasern aus Rejekten zur Reduzierung der Faserverluste oder die Energieeinsparungen. Ein anderes Ziel kann die Vereinfachung des Stoffaufbereitungssystems sein, die zu geringerem Energieverbrauch, geringerem Materialverlust und einem niedrigerem Platzbedarf führen. Zur Vereinfachung der Stoffaufbereitung, besonders für braune Sorten, werden in diesem Abschnitt die Möglichkeiten zur Eliminierung von Energie verbrauchenden Dispergierstufen und herkömmlichen Reinigungsstufen erörtert. Im Gegensatz dazu können aufwendige Verfahrenskonzepte mit einer höheren Anzahl an Prozessstufen zur Herstellung von Papier für spezielle Zwecke oder zur Erfüllung von Kundenanforderungen (Hochqualitätsprodukte) zum Einsatz kommen.

Die Verarbeitung von Altpapier zielt in erster Linie auf die Entfernung von nicht fasrigen Bestandteilen (z.B. Kunststoffe, Metall, Holz, Sand) und die Elimination von schädlichen Stoffen, wie Stickies, Wachs oder kleine Teile von nicht aufgelöstem Papier (Stippen) oder nassfestem Papier ab. Die zweite Zielsetzung der Faserstoffverarbeitung ist die Behandlung der Fasern selbst, um die Qualität des herzustellenden Papiers zu gewährleisten. Zu diesem Zweck können die Fasern in langfasrige und kurzfasrige Anteile fraktioniert und weiter behandelt werden. Zum Beispiel verbessert das wenig intensive Mahlen das Bindevermögen von Recyclingfasern, was zu verbesserten Festigkeitseigenschaften des hergestellten Papiers führt; und das Dispergieren verbessert die optische Gleichmäßigkeit des Papiers.

Für jede spezifische Behandlung von recyceltem Halbstoff werden Spezialmaschinen auf verschiedene Art und Weise eingesetzt. So müssen die Sortier- und Reinigungsprozesse in zwei bis vier Stufen betrieben werden, um die Faserverluste in der letzten Stufe jedes Prozesses zu verringern. Für einen hinreichend wirtschaftlichen Betrieb der Papiermaschine ist es zudem wesentlich, zusätzliche Cleaner und Sortierer im Konstantteil zu betreiben. Dies verhindert, dass Ablagerungen, die sich von Büttengewänden oder aus Rohrleitungen lösen, in den Stoffauflauf und die Nasspartie der Papiermaschine gelangen. Diese Ablagerungen würden zu Bandabrissen und Ausfallzeiten der Maschine führen.

Es sollte ein Gleichgewicht zwischen der Stoffreinheit, den Faserverlusten, den Energieanforderungen und den Kosten gefunden werden, welches zu einem bestimmten Grad von der hergestellten Papierqualität abhängt.

Nachstehend werden einige unterschiedliche technische Varianten für Konzepte für Stoffaufbereitungsanlagen einschließlich ihrer wichtigsten Vor- und Nachteile umrissen. Die Auswirkungen auf den Strombedarf sind ebenfalls angegeben.

Abbildung 6.44 stellt zwei Beispiele für Konzepte für Stoffaufbereitungsanlagen zur Verarbeitung von Altpapier für die Herstellung von zweilagigem Testliner dar (in der Referenz sind vier Beispiele angegeben). Diese Papiersorte wird wegen ihrer großen mengenmäßigen Bedeutung für die Papier- und Kartonfabriken in Europa und wegen der leichten Verfügbarkeit von Informationen als Beispiel verwendet. Tabelle 6.28 enthält eine Zusammenstellung der wichtigsten Merkmale, eine Zusammenfassung des Strombedarfs sowie weitere Erklärungen bezüglich der Auslegung der Stoffaufbereitungsanlage für diese zwei Varianten. Die Angaben für den Strombedarf für die zwei verschiedenen Systeme wurden anhand der Werte für den spezifischen Energiebedarf der einzelnen Prozesseinheiten gewonnen, gemäß der Zusammenstellung in Tabelle 6.28. Sie sollten als realistische Näherungswerte betrachtet werden. Tatsächliche Fabriken können etwas niedrigere oder etwas höhere Werte aufweisen.

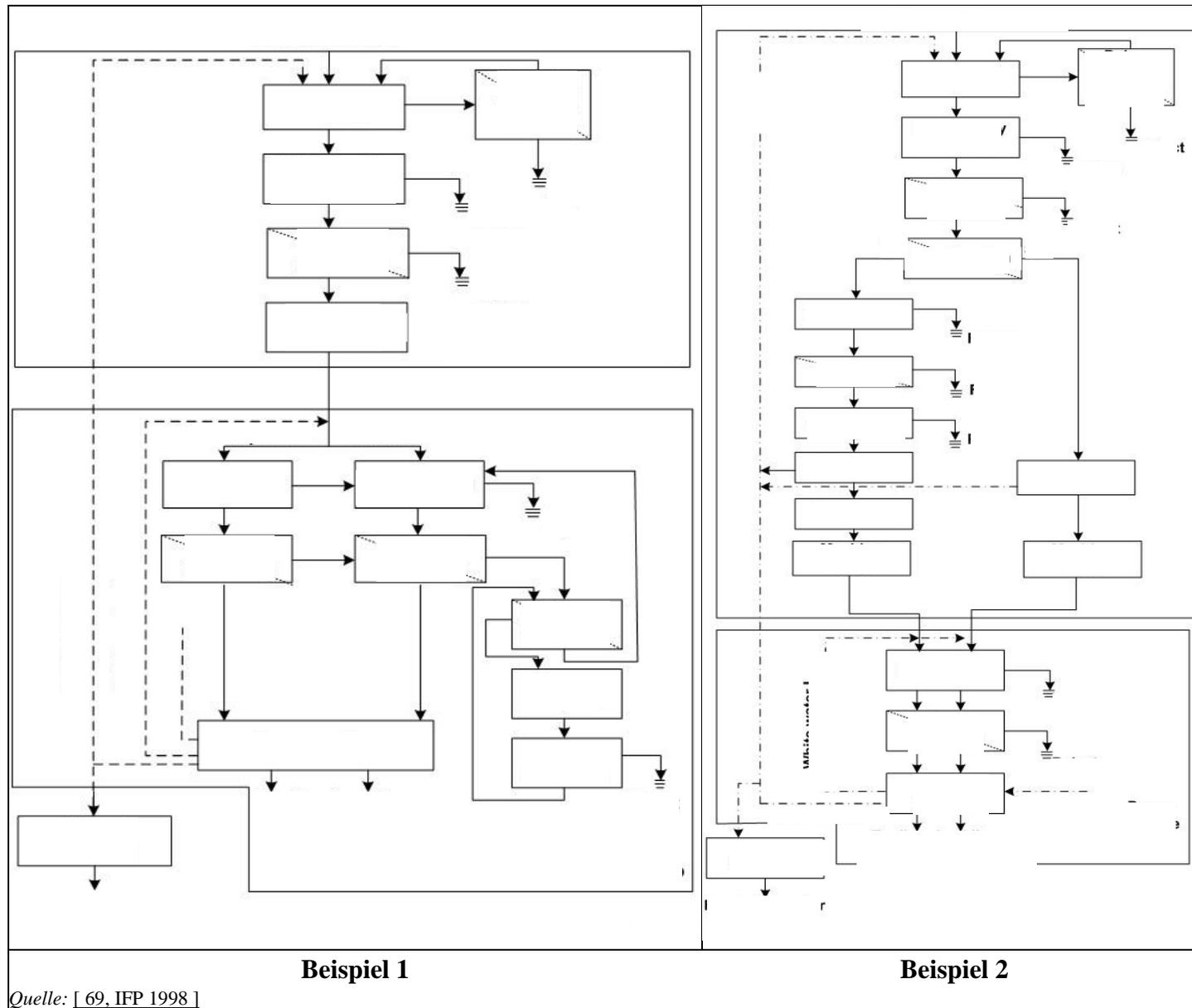


Abbildung 6.44: Zwei Beispiele für Konzepte für Stoffaufbereitungsanlagen für die Verarbeitung von Altpapier zur Herstellung von zweilagigem Testliner

Tabelle 6.28: Hauptmerkmale und Strombedarf für zwei Konzepte für Stoffaufbereitungsanlagen für die Verarbeitung von Altpapier zur Herstellung von zweilagigem Testliner

	Hauptmerkmale der unterschiedlichen Konzepte für Stoffaufbereitungsanlagen	Bereich Strombedarf (Mittelwert)	Erläuterungen
Beispiel 1	Minimierte Reinigung und Sortierung in der Stoffaufbereitungsanlage ohne Fraktionierung und ohne weitere Faserbehandlung, wie Dispergierung und zusätzliche Reinigung und Sortierung. Der Konstantteil ist in Bezug auf die Sortierung und Reinigung erweitert, um einen ausreichend sauberen zurückgewonnenen Halbstoff zu erhalten.	45 – 95 (70) kWh/t	Der Halbstoff wird ohne Fraktionierung aufgeteilt und zwei separaten Straßen zur separaten Reinigung und Sortierung mit jeweils unterschiedlichen Schlitzweiten zugeführt. Die Spuckstoffe des Deckenstrangs werden zur weiteren Behandlung dem Rückenstrang zugeführt. Im Rückenstrang wird zugunsten der abschließenden Sortiereffizienz und zur Reduzierung der Menge an Spuckstoffen ein Entstippungsprozess zur Auflösung von Faserstippen in einzelne Fasern eingerichtet.
Beispiel 2	Umfasst die Fraktionierung und Dispergierung. Nach der Fraktionierung wird die Sortierung und die Leicht- und Schwerschmutzreinigung der langfasrigen Fraktion angewandt.	75 – 175 (120) kWh/t	Die Fraktionierung wird zur Stromeinsparung in der nachfolgenden energieintensiven Dispergierung durch Behandlung lediglich eines Teilstromes des zurückgewonnenen Halbstoffes (langfasrige Fraktion) durchgeführt. Disperger müssen mit Stoff mit hoher Stoffdichte (22 – 32 % Trockengehalt) beschickt werden. Davor ist die Entwässerung (Eindickung) z. B. mittels Scheibenfilter, Bandpresse oder Schraubenpresse erforderlich.

Quelle: [69, IFP 1998]

Erreichter Umweltnutzen

Verbesserte Rückgewinnung von Fasern aus Spuckstoffen zur Reduzierung der Faserverluste. Energieeinsparungen.

Umwelleistung und Betriebsdaten

Der Strombedarf für die Stoffaufbereitung und für den Konstantteil liegt zwischen 20 % und 40 % des gesamten Energiebedarfs einer Altpapier verarbeitenden Fabrik ohne Deinking. Daher ist es sinnvoll, die Optimierung der Stoffaufbereitungsanlage in Bezug auf Stromeinsparungen in Betracht zu ziehen. Ein verminderter Stromverbrauch führt auch zu einer Reduktion von Emissionen in die Luft, die außerdem von der Art der eingesetzten fossilen Brennstoffe abhängen.

Der Umweltvorteil bei Beispiel 1 liegt in der Stromeinsparung für die Stoffaufbereitung und den Konstantteil. Ein in einer deutschen Papierfabrik installiertes System wird mit einem spezifischen Stromverbrauch von 60 kWh/t hergestelltes Papier betrieben. Zum Vergleich: Der in der nachfolgenden Tabelle 6.29 angegebene Mittelwert für den Strombedarf führt für das in Beispiel 1 dargestellte System zu einem Energiebedarf zwischen 45 kWh/Tonne und 95 kWh/t (Mittelwert 70 kWh/Tonne) Papier.

Im Vergleich zu einem Konzept, bei dem die Sortierung sowie die Leicht- und Schwerschmutzreinigung der langfasrigen Fraktion nach der Fraktionierung durchgeführt wird (Beispiel 2: 75 – 175 kWh/Tonne), ist der Energiebedarf von Beispiel 1 beträchtlich reduziert.

Andere stärker „erweiterte“ Konzepte für Stoffaufbereitungsanlagen als in Beispiel 2 werden in Fabriken für Testliner ebenfalls umgesetzt. Der wichtigste positive Umwelteffekt ist mit einer hohen Papiermaschineneffizienz verbunden, die sich aus einem sehr reinen Faserstoff mit verbesserten Festigkeitseigenschaften ergibt.

Der in Tabelle 6.28 angegebene Strombedarf ergibt sich aus den Angaben für den spezifischen Energiebedarf von Standardverfahren, die in der nachfolgenden Tabelle 6.29. zusammengestellt sind. Es wird deutlich, dass die Unterschiede beim Strombedarf zwischen den erörterten Varianten beträchtlich sind:

Beispiel 2 benötigt zwischen 75 kWh/Tonne und 175 kWh/Tonne im Vergleich zum Stromverbrauch von Beispiel 1 in Höhe von 45 kWh/Tonne bis 95 kWh/Tonne.

Es sollte allerdings berücksichtigt werden, dass eine bessere Papiermaschineneffizienz, die durch saubereren Faserstoff erreicht wird, zu einem niedrigeren spezifischen Strom- und Dampfbedarf für die Papierherstellung führt, da bei Abrissen der Papierbahn die Papiermaschine weiterhin Strom und Dampf verbraucht. Im Gegensatz dazu geht bei Techniken, die häufige Reinigungsoperationen des Systems (Ausfallzeit) erfordern, die Energieeffizienz zurück und die Emissionen erhöhen sich.

Tabelle 6.29: Spezifischer Energiebedarf und Stoffdichte beim Betrieb für Standardverfahren bei der Herstellung von Wellenstoff und Testliner

Standardverfahren	Spezifischer Energiebedarf (kWh/Tonne)	Stoffdichte beim Betrieb (%)
Aufschluss	10 – 20	3 – 6
Entstippen	20 – 60	3 – 6
Sortieren	5 – 20	0,5 – 4,0
Endstufensortierung	20 – 40	1 – 4
Zentrifugalreinigung	4 – 8	<0,5 ⇒ 4,5 (<6,0)
Fraktionierung	5 – 20	3 – 4
Eindicken	1 – 10	0,5 ⇒ 5 (10)
Entwässern (Schraubenpresse)	10 – 15	2 – 5 ⇒ 15 – 50
Entwässerung (Doppelsiebpresse)	2 – 4	2 – 5 ⇒ 15 – 50
Dispergieren	30 – 80	22 – 32
Dünnstoffmahlung	5 – 25 (je SR-Einheit (1))	3,0 – 5,5
Dickstoffmahlung	10 – 60 (je SR-Einheit (1))	25 – 35
Waschen	5 – 20	0,7 – 1,4 ⇒ 5 – 12
Druckentspannungsflotation (DAF)	10 – 20	<0,3 ⇒ 0,01
Speichern	0,02 – 0,1	3,0 – 5,5 (12)
Mischen	0,2 – 0,5	3,5 – 4,5

Anmerkungen: '⇒' = Änderung der Stoffdichte; gibt Bereich zwischen Zulauf und Ablauf der betreffenden technischen Einrichtungen an.
 (1) SR = Schopper-Riegler-Mahlgrad.
 Quelle: [69, IFP 1998], Angaben gemäß Maschinenhersteller, Bezugsjahr: 1998; Angaben beziehen sich auf 100 % Effizienz.

Das in Abbildung 6.44 dargestellte Beispiel 1 kann als „Minimal-Konzept“ für eine Stoffaufbereitungsanlage angesehen werden. Es wird in einer Fabrik zur Herstellung von Testliner und Wellenstoff (RCF DE 6) betrieben. In Bezug auf die erreichbare Papiermaschineneffizienz und die örtlichen Einschränkungen muss dieses Konzept für die Stoffaufbereitungsanlage als ein Experiment angesehen werden. Wegen der beschränkten Erfahrungsdauer ist es noch nicht möglich, den Erfolg dieses Energieeinsparkonzeptes zu ermitteln. Das System scheint zu leicht erhöhten Faserverlusten zu führen.

Die Sortierung in einem herkömmlichen Konstantteil bietet vorwiegend Sicherheit gegen unvorhergesehene Verunreinigungen bei niedrigem Wartungsaufwand. Die für eine herkömmliche Faserstoffaufbereitung erforderliche Wartung muss wegen der Halbstoffspeicherkapazität in den verfügbaren Büten nicht notwendigerweise zu Stillständen der Papiermaschine beitragen. Im Gegensatz dazu erfordert der Einsatz von feingeschlitzten Siebkörben (mit einer Schlitzweite von 0,15 mm) im Konstantteil eine umfassendere Wartung in Hinsicht auf die Reinigung, um einen ausreichend reinen zurückgewonnenen Faserstoff zu erreichen (wie in Beispiel 1). Dies führt zu Papiermaschinenstillständen und Produktionseinbußen. Deshalb ist die Papiermaschineneffizienz bei der „Minimal“-Stoffaufbereitung normalerweise niedriger als bei gut ausgestatteten „Standard“-Stoffaufbereitungsanlagen.

Weltweit produziert eine große Anzahl von Fabriken Testliner mit Fraktionierung und Dispergierung. Manchmal beinhaltet die Stoffaufbereitungsanlage auch das Mahlen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Papiermaschinen, die mit höherer Effizienz betrieben werden, weisen einen niedrigeren Strom- und Dampfbedarf je Tonne Papier auf. Die verbesserte Qualität der Recyclingfasern führt zu einer höheren Papierqualität.

Die Spuckstoffe aus den verschiedenen Prozessstufen können getrennt erfasst und für verschiedene Zwecke verwendet werden. Aufgrund ihrer hohen Heizwerte können z.B. Spuckstoffe mit hohen Anteilen an Kunststoffen zugunsten einer beträchtlichen Energierückgewinnung verbrannt werden (siehe Abschnitt 6.3.14). Spuckstoffe mit hohen Gehalten an organischem Fasermaterial können für die Kompostierung verwendet werden. Die Spuckstoffe aus der Dickstoffreinigung sowie vom Pulperentsorgungssystem werden wegen ihres hohen Gehaltes an anorganischen Materialien (z.B. Steine, Sand, Heftklammern, Büroklammern etc.) normalerweise auf einer Deponie entsorgt.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Umbauten von Stoffaufbereitungsanlagen sowie des Konstantteils können normalerweise in bestehenden Fabriken vorgenommen werden.

Bei einer „Standard“-Stoffaufbereitungsanlage wird normalerweise eine höhere Anzahl an Maschinen eingesetzt als dies für die „Minimal“-Stoffaufbereitungsanlage erforderlich ist; das Abstellen nur eines Teiles der technische Einrichtungen ist notwendig und möglicherweise sind einige neue Rohrleitungen und Pumpen für die Verbindung zur Maschinenbütte erforderlich. Der Konstantteil muss erweitert werden. Die bestehenden Sortierer des Konstantteils oder der Stoffaufbereitungsanlage sind normalerweise wegen der begrenzten Kapazität bei installierten Siebkörben mit einer schmalen Schlitzweite von 0,15 mm nicht ausreichend. Deshalb würden Investitionen für moderne Drucksortierer für das Konstantteil notwendig werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Für das Beispiel 2 sind die Investitions- und Betriebskosten im Vergleich zu dem in Abbildung 6.44. dargestellten Beispiel 1 höher. Allerdings muss die Erhöhung der Betriebskosten der Stoffaufbereitungsanlage immer im Licht einer verbesserten Papiermaschineneffizienz betrachtet werden. Weniger Stillstandszeiten und Bahnabriss sowie eine verbesserte Papierqualität sind ebenfalls wichtige Faktoren.

Neben den höheren Investitionskosten für die technischen Einrichtungen der Stoffaufbereitungskonzepte mit einer größeren Anzahl an Prozessstufen sind erhöhte Betriebskosten im Hinblick auf den Strombedarf für die Stoffaufbereitung zu erwarten.

„Minimal“-Stoffaufbereitungskonzepte (wie in Beispiel 1) erfordern relativ niedrige Investitionen. Durch den niedrigen Strombedarf werden auch die Betriebskosten verringert.

Wichtiger Grund für die Einführung

Der wichtigste Grund für die Einführung der Konzepte für Stoffaufbereitungsanlagen mit einer höheren Anzahl von Prozessstufen sind die hohen zu erfüllenden Qualitätsanforderungen an das Papier, das auf dem Markt mit aus Frischfasern hergestelltem Papier konkurrieren muss. Ein weiterer Anreiz besteht darin, dass sich der wirtschaftliche Betrieb der Papiermaschinen verbessern sollte. Die Gründe für die Einführung der Konzepte für Stoffaufbereitungsanlagen mit „minimalen“ Prozessstufen sind niedrigere Investitions- und Betriebskosten, hauptsächlich durch die Einsparung von Strom als Folge des geringeren Maschineneinsatzes.

Anlagenbeispiele

In Europa sind mehrere Fabriken mit einem ähnlichen Stoffaufbereitungssystem wie in Beispiel 2 einschließlich Fraktionierung und Dispergierung ausgerüstet. Allerdings sind die technischen Einrichtungen und die Anzahl der Prozessstufen unterschiedlich und es scheint kein völlig gleiches System

zu existieren. Einige Fabriken haben auch eine Druckentspannungsflotationsanlage zur Prozesswasserbehandlung eingerichtet.

Referenzliteratur

[69, IFP 1998]: Dieser Bericht enthält viele weitere Literaturhinweise.

6.3.11 Klärung von Kreislaufwasser

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Die Rückführung von größeren Mengen an Kreislaufwasser in Altpapieranlagen mit Deinking ist nur dann möglich, wenn ein System zur Klärung des Kreislaufwassers vorhanden ist. Die nahezu ausschließlich in der Papierindustrie zur Wasserklärung eingesetzten Systeme basieren auf Sedimentation, Filtration (Scheibenfilter) und Flotation. Die zum Zeitpunkt der Verfassung dieses Dokuments (2013) beste verfügbare Technik ist die Druckentspannungsflotation. Anionische Störstoffe und Feinstoffe werden durch Zugabe von Additiven zu physikalisch behandelbaren Flocken agglomeriert. Als Flockungsmittel werden hochmolekulare, wasserlösliche Polymere oder anorganische Elektrolyte eingesetzt. Die erzeugten Agglomerate (Flocken) werden anschließend im Klärbecken flотиert. Bei der Druckentspannungsflotation (DAF) lagern sich an die suspendierten Feststoffe Luftblasen an. Diese Blasen transportieren das Material an die Oberfläche eines runden oder rechteckigen Beckens, von wo sie abgezogen und der Schlamm entwässert und Verbrennung zugeführt werden. Das geklärte Kreislaufwasser wird vom Beckenboden abgeführt (siehe Abbildung 6.45).

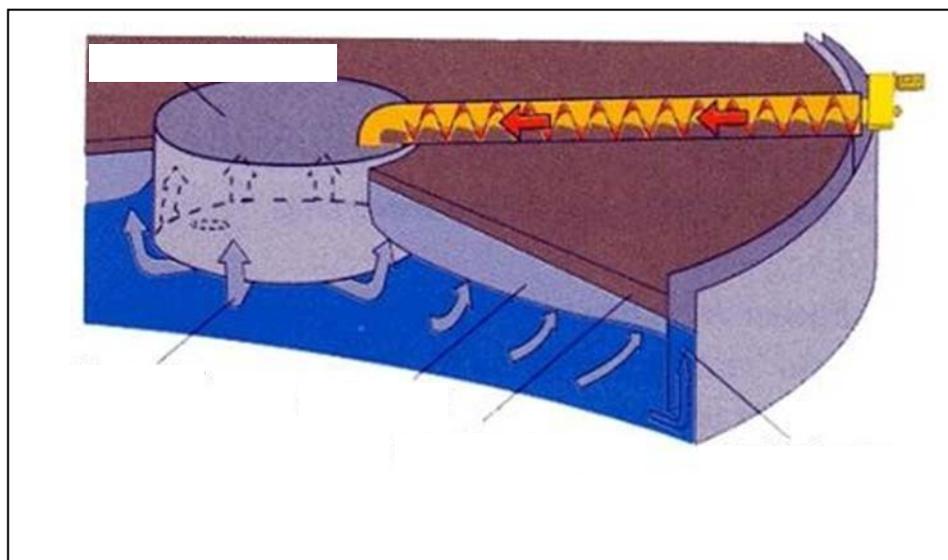


Abbildung 6.45: Betriebsprinzip der Druckentspannungsflotation (DAF)

In einem Flotationssystem mit rundem Becken werden die Luftblasen durch das Einmischen von Luft in den Kreislaufwasserstrom unter hohem Druck erzeugt. Wenn sich der Druck am Einlauf in das Becken reduziert, entstehen mikroskopisch feine Luftblasen. Die Größe der Blasen ist entscheidend. Gewöhnlich werden dem Kreislaufwasser zur Verbesserung der Flockenabtrennung vor der Flotation Flockungsmittel zugegeben.

Der Vorteil der Flotation liegt darin, dass zusätzlich zur Abtrennung von suspendierten Stoffen auch kleine kolloidale Stoffe entfernt werden können, wenn eine geeignete DAF-Chemie angewendet wird. Dies ist in Altpapieranlagen mit Deinking ein großer Vorteil, da ein großer Teil der Feststoffe im Prozessabwasser

kolloidal vorliegt. Bei Deinkingsystemen ist die Flotation zum Zeitpunkt der Verfassung des Dokuments (2013) der einzige Weg, das Prozessabwasser für das Recycling zu reinigen. In einer Deinkinganlage wird das Material zur Schlammentwässerung gepumpt, und nicht zum Prozess zurückgeführt wie es Papierfabriken der Fall ist, die Frischfasern verwenden.

Flotationssysteme liefern im Allgemeinen sehr reines Wasser, aber die Effizienz hängt von verschiedenen Faktoren ab, die gemessen und überwacht werden müssen, wie z.B. pH-Wert, Volumenstrom, Luftblasengröße und Gleichmäßigkeit des Zulaufs. Allerdings ist die Effizienz bei optimalen Bedingungen sehr hoch. Ein weiterer Vorteil der Flotation ist die Sättigung des Prozesswassers mit Luft (Sauerstoff), wodurch ungünstige Bedingungen für das Auftreten von anaeroben Bakterien geschaffen werden.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Bei Einsatz der Druckentspannungsflotation an einer geeigneten Stelle innerhalb der Wasserkreisläufe kann der Grad der Wasserkreislaufschließung kontinuierlich an die Anforderungen der Prozesswasserqualität in Abhängigkeit von der Konzentration an anionischen Störstoffen, vom Verbrauch an Zusatzstoffen und den Produktqualitätsanforderungen angepasst werden.

Medienübergreifende Auswirkungen

Chemikalien werden als Flockungsmittel benötigt. Strom wird hauptsächlich in Form von Pumpenergie zur Sättigung eines Teils des unbehandelten Wassers oder einer entsprechenden Menge von geklärtem Wasser mit Luft, die auf einen Druck von 7 bar gebracht wurde, benötigt. Es fällt flotierter Schlamm an, der entwässert werden muss. Der Heizwert des entwässerten oder getrockneten Schlammes kann zur Dampferzeugung in Verbrennungsanlagen verwendet werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Diese Maßnahme kann in neuen und in bestehenden Recyclingfaserfabriken eingesetzt werden. Die Modernisierung des Wasserklärsystems ist oft mit Umstellungen der Wasserkreislaufsysteme verbunden. Für optimale Ergebnisse können alle Komponenten modularartig miteinander für die unterschiedlichen Anwendungen kombiniert werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Daten verfügbar.

Wichtiger Grund für die Einführung

Der wesentliche Grund für die Modernisierung der Wasserklärsysteme mittels Druckentspannungsflotation in Deinkinganlagen ist, dass diese ein optimales Wassermanagement und eine Anpassung der Wasserkreislaufschließung (siehe Abbildung 6.3 und Abbildung 6.4) nach Bedarf ermöglicht.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Anlagen in Europa.

Referenzliteratur

[14, CEPI 1997], [74, Pöyry 1994], [125, Schwarz et al. 1995].

6.3.12 Vermeidung und Entfernung von Biofilmen mit Methoden zur Minimierung von Biozidemissionen

Beschreibung

Der kontinuierliche Eintrag von Mikroorganismen durch Wasser, Fasern, Luft und Zusatzstoffe für die Papierherstellung führen zu einem spezifischen mikrobiologischen Gleichgewicht in jeder Papierfabrik. Eines der größten Probleme stellt die Bildung biologischer Ablagerungen, die auch als Biofilm bezeichnet werden, dar. Um das übermäßige Wachstum der Mikroorganismen zu verhindern, werden in Papierfabriken

verschiedene chemische Zusatzstoffe eingesetzt: Biodispersionsmittel, oxidierende und nicht oxidierende Biozide. In den letzten Jahren wurde in der Papierindustrie eine Technik zur Entfernung von Biofilmen und freien Bakterien in Prozesswasser und Papierschlamm eingeführt. Diese Technologie umfasst folgende Bestandteile:

- Einen Katalysator, bei dem es sich um einen Metallkatalysator in Form von Strickdraht mit einer besonderen Oberfläche handelt;
- Eine stabilisierte 30 %-ige Wasserstoffperoxidlösung;
- Eine Dosieranlage.

In Prozesswasser oder Schlamm wird die Wasserstoffperoxidlösung an der Oberfläche des Katalysators adsorbiert und durch Elektronenübertragung vom Katalysator zum Wasserstoffperoxid aktiviert. Infolgedessen ist der Katalysator positiv aufgeladen. Freie Keime besitzen eine negative Ladung. Daher werden die freien Keime vom Katalysator angezogen. An der Oberfläche des Katalysators reagieren die Keime mit adsorbiertem Wasserstoffperoxid, so dass Biotenside und Wasser entstehen. Außerdem führen adsorbierte Keime die Elektronen wieder dem Katalysator zu und werden dabei eliminiert. Die so gebildeten Biotenside lösen die Bioschichten/Biofilme von den Oberflächen. Die abgelösten Bioschichten sind biologisch inert. Das Wasserstoffperoxid wird manchmal täglich und manchmal wöchentlich zugegeben. Die H₂O₂-Konzentration liegt nach der Zugabe zwischen 10 g/m³ und 100 g/m³ Wasser bzw. Schlamm.

Erreichter Umweltnutzen

- Die stabilisierte 30 %-ige Wasserstoffperoxidlösung ist in Bezug auf den Transport, die Lagerung und die Anwendung wesentlich ungefährlicher als andere Biozide.
- Es werden keine toxischen Produkte gebildet.
- Das Wasserstoffperoxid reagiert zu Wasser und Biotensiden. Die Biotenside verursachen keine unerwünschten Nebenwirkungen für die Gesundheit von Menschen oder die Umwelt.
- Durch die Eliminierung des Biofilms werden die Bildung von Schwefelwasserstoff und organischen Säuren sowie die mikrobiell verursachte Korrosion unterbunden.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die Technologie wirkt sich positiv aus, da sie die Verschmutzung aller Medien verhindert. Die stabilisierte 30 %-ige Wasserstoffperoxidlösung reagiert zu Wasser und Biotensiden ohne sonstige Nebenprodukte. Die Biotenside sind in abgelösten Bioschichten adsorbiert. Der Katalysator gibt keine Metallkationen in das Wasser ab. Seine Lebensdauer beträgt mindestens fünf Jahre. Mit dieser Technologie behandeltes Wasser stellt keine Gefahr für biologische Systeme wie Abwasserbehandlungsanlagen oder aufnehmende Gewässer dar.

Die Erfahrungen von drei deutschen Papierfabriken, die die Katalyse an Feststoffoberflächen mit Wasserstoffperoxid zur Biofilmelimination nutzen, sind in Tabelle 6.30 angegeben. Die drei Fabriken verwenden Altpapier (sortiertes gemischtes Papier und Pappe) und verfügen über vollständig geschlossene Prozesswasserkreisläufe. Die Katalysatoren sind im Kreislaufwassersystem installiert. Das Wasserstoffperoxid muss nahe der Oberfläche des Katalysators zugegeben werden. Es ist erforderlich, die Wasserstoffperoxidkonzentration im Behälter zu kontrollieren.

Tabelle 6.30: Anwendung der katalytischen Desinfektion mit Wasserstoffperoxid in Papierfabriken

Papierfabriken	RCF DE 6	Vreden GmbH	RCF DE 7
Papiersorte	Karton	Rohpapier für Wellpappe	Rohpapier für Wellpappe
Papierherzeugung	12 500 t/Jahr	75 000 t/Jahr	60 000 t/Jahr
Wassermenge (m ³)	700	1 000	Keine Angabe

CSB in den Wasserkreisläufen	25 000	40 000	25 000
Frischwasserverbrauch (m ³ /h)	3 – 4	12,5	Keine Angabe
Abwasser	Abwasserfrei	Abwasserfrei	Abwasserfrei
Katalysator	4 Metallkatalysatoren in Form von Strickdraht	10 Metallkatalysatoren in Form von Strickdraht	3 Metallkatalysatoren in Form von Strickdraht
Dosieranlage	Ja	Ja	Ja
H ₂ O ₂ -Lösung (30 %) in den ersten sechs Monaten	140 l/Woche	140 l/Woche	140 l/Woche
H ₂ O ₂ -Lösung (30 %) nach den ersten sechs Monaten	28 l/Woche	21 l/Woche	-

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Technik kann zur Behandlung von Frischwasser, Kühlwasser und Prozesswasser in neuen oder bestehenden Papierfabriken angewendet werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Bei einer Papierproduktion von 10 000 t/Jahr liegen die jährlichen Kosten (Abschreibung und Betrieb) für die Anwendung einer vollständigen katalytischen Desinfektion mit Wasserstoffperoxid zwischen 5 000 Euro und 10 000 Euro pro Jahr. Wenn die Technologie in einer bestehenden Papierfabrik angewendet wird, ist der Verbrauch an Wasserstoffperoxid im ersten Jahr des Betriebs wesentlich höher als in den folgenden Jahren.

Wichtiger Grund für die Einführung

Bei Einführung dieser Technik ist die Anwendung anderer herkömmlicher Biozide nicht erforderlich. In diesem Fall kann der Verbrauch von Retentionsmitteln und Flockungsmitteln verringert werden. Die Bildung toxischer Gase, insbesondere von Schwefelwasserstoff, wird verhindert.

Anlagenbeispiele

Circa 10 Fabriken in Deutschland, den Niederlanden und Österreich wenden die katalytische Desinfektion mit Wasserstoffperoxid an und ersetzen so andere herkömmliche Biozide.

Referenzliteratur

[187, Busmann et al. 2008]

6.3.13 Effektive Handhabung und Verarbeitung (Entwässerung) von Spuckstoffen und Schlamm vor Ort

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Bei der Altpapierverarbeitung ist die Entfernung der Verunreinigungen (hauptsächlich papierfremde Bestandteile) aus der Faserstoffsuspension eine der wichtigsten Prozessstufen. Die Verunreinigungen werden durch mehrstufige Reinigung und Sortierung an verschiedenen Stellen der Stoffaufbereitung entfernt. Die anfallenden Spuckstoffe können in schwere, grobe Spuckstoffe und leichte, feine Spuckstoffe unterteilt werden. Außerdem wird Schlamm (Faserschlamm und Bioschlamm) erzeugt und muss gehandhabt werden.

Normalerweise weisen diese Spuckstoffe und der anfallende Schlamm kein stoffliches Recyclingpotenzial auf und werden unter Energierückgewinnung verbrannt oder auf einer Deponie entsorgt. In vielen Ländern ist die Deponierung seit 2005 untersagt, wenn der Anteil an organischen Stoffen in den Spuckstoffen und Rückständen 5 % übersteigt. Daher werden Spuckstoffe, Schlamm und Rückstände zunehmend integrierten oder externen Verbrennungsanlagen zugeführt.

Unabhängig von der Wiederverwendung oder endgültigen Entsorgung ist die Entwässerung der Spuckstoffe eine wesentliche Stufe der Abfallbehandlung. Für alle üblicherweise angewandten Methoden zur Energierückgewinnung und zur Deponierung ist ein hoher Feststoffgehalt der Spuckstoffe von Vorteil. Heutzutage wird für den Zopf sowie die Spuckstoffe aus den Pulperentsorgungssystemen meist keine spezielle Entwässerung angewendet. Wegen ihrer Materialzusammensetzung führt der Wasserentzug zu einem Trockensubstanzgehalt von 60 – 80 %. Zur Entwässerung von schweren und groben Spuckstoffen, die bei der Dickstoffreinigung und der Vorsortierung entstehen, werden Siebspiralförderer, Vibrationssortierer sowie Schrauben- und Rechenklassierer eingesetzt. Trockensubstanzgehalte von 60 – 80 % sind erreichbar. Auf die Entwässerung von leichten und feinen Spuckstoffen aus der Reinigung und Feinsortierung unter Einsatz von Sortierern, Endlossieben oder Vibrationssortierern folgt gewöhnlich eine weitere Entwässerung mittels Schraubenpressen. Die erreichbaren Trockensubstanzgehalte liegen im Bereich von 50 – 65 %.

Der in den biologischen Abwasserbehandlungsanlagen von vielen Papierfabriken zur Herstellung von Wellenstoff und Testliner anfallende Überschussschlamm wird manchmal in der Papierproduktion wiederverwendet. Da dieser Bioschlamm nur eine kleine Menge darstellt, kann er in der Papierproduktion ohne nachteilige Beeinflussung des wirtschaftlichen Betriebs der Papiermaschine und der Papiereigenschaften als Rohstoff eingesetzt werden. In diesem Fall sind keine Entwässerungseinrichtungen notwendig. Andere Altpapier verarbeitende Fabriken, die Packpapier herstellen, das in Kontakt mit Lebensmitteln kommt, führen den Überschussschlamm nicht zurück in den Produktionsprozess (Pulper oder Mischbütte). In diesem Fall muss der entsprechende Schlamm ebenfalls gehandhabt und entwässert werden.

Altpapier verarbeitende Papierfabriken mit Deinking müssen die Spuckstoffe und den Schlamm (Faserschlamm, Deinkingschlamm, Bioschlamm) immer entwässern.

Umwelleistung und Betriebsdaten

Es werden zunehmend Schraubenpressen eingesetzt, um eine hohe Entwässerungsleistung zu erzielen.

Wenn das Konzept der Energiegewinnung aus Abfall angewendet wird, ist die Aufbereitung der Spuckstoffe und des Schlammes für die Brennstoffherzeugung (Abtrennung von Metall, Trennung der Rückstände gemäß ihrem Heizwert, Schreddern, Pressen) vorteilhaft und oft eine Voraussetzung für den effizienten Ablauf des Prozesses und zur Erzeugung eines definierten Materials mit hohem Brennwert, das mit einem niedrigen Niveau störender oder verschmutzender Stoffe verbrannt werden kann. Spuckstoffe und andere Rückstände aus der Produktion werden somit als alternativer Brennstoff aufbereitet und können in speziellen Verbrennungsanlagen zur Energieerzeugung verbrannt werden.

In Abbildung 6.46 ist ein Beispiel mit generischen Prozessschritten zur Trennung und Aufbereitung von Spuckstoffen und Schlamm in zwei Hauptzusammensetzungsgruppen für braune Papiere dargestellt. Ein ähnliches System wurde in jüngerer Vergangenheit in zwei großen Altpapier verarbeitenden Fabriken in Deutschland, die Testliner und Wellenpapier herstellen, errichtet [147, J.Sommer et al. 2009]. Der Aufbau jedes Systems zum Transport und zur Verarbeitung von Spuckstoffen und Schlamm, die Anzahl der Prozessschritte und deren Kombination müssen für jede Fabrik individuell festgelegt werden. Kleinere Fabriken können ein wesentlich einfacheres Konzept wählen.

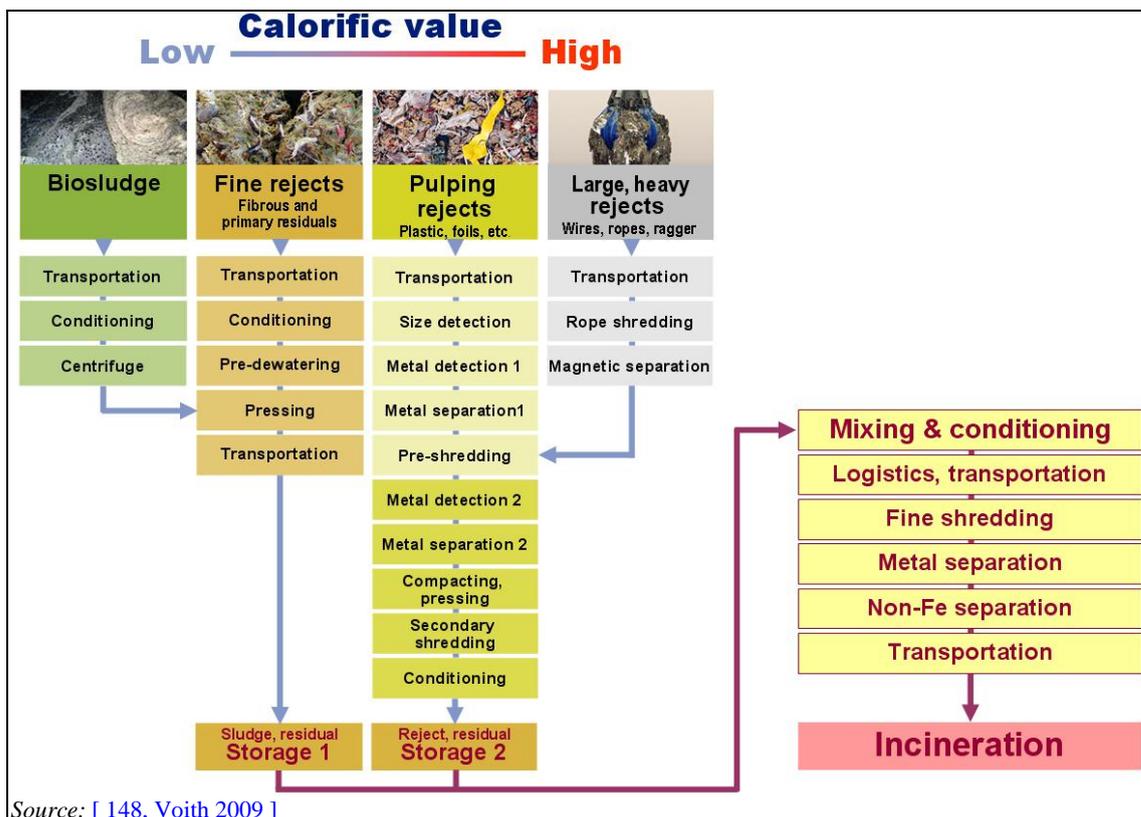


Abbildung 6.46: Beispiel für generische Prozessschritte eines effektiven Verarbeitungssystems für Spuckstoffe und Schlamm in einer Altpapier verarbeitenden Fabrik für braunes Papier

In Abbildung 6.46 ist dargestellt, dass die Spuckstoffe aus dem Pulper (Kunststoff etc.) einen höheren Heizwert und feine Spuckstoffe/Schlamm eindeutig einen niedrigeren Heizwert besitzen. Die Trennung in zwei Zusammensetzungsgruppen kann sinnvoll sein, da die Konditionierung von feinen Spuckstoffen/Schlamm einfach ist, wohingegen die Vorbereitung von Spuckstoffen aus dem Pulper mehrere Schritte und spezielle Techniken erfordert, um sie für die Verwendung als alternativen Brennstoff aufzubereiten. Die neuesten Techniken ermöglichen auch die Aufbereitung von Zöpfen für die Verbrennung.

Nach der Vorbehandlung der Spuckstoffe und des Schlamms und der Sortierung in zwei Zusammensetzungen können diese getrennt gelagert werden. Das Lager- und Transportsystem ist von größerer Bedeutung, wenn zusätzliche Rückstände oder Brennstoffe von anderen Stellen zusammen verbrannt werden. Der Kessel kann dann mit einer spezifischen Mischung der unterschiedlichen Zusammensetzungen beaufschlagt werden, um die kontinuierliche Kontrolle und Anpassung des Heizwerts für den Brennprozess zu ermöglichen.

Bei DIP unterscheiden sich die verwendeten Altpapiersorten, die Prozesse und der Aufbau der Wasserkreisläufe, die Abscheidung von Asche und anderen Verunreinigungen (z. B. Mikro-Stickies) und in der Folge auch das Spuckstoffbehandlungssystem zur wirksamen Aufbereitung und Behandlung von Spuckstoffen und Rückständen für die Verwertung, Rückgewinnung oder endgültigen Entsorgung. Die Schlamm- und Spuckstoffverarbeitungssysteme können jedoch ähnliche Module umfassen wie in Abbildung 6.46 beschrieben.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die Entwässerung von Spuckstoffen und Schlamm führt zu einem Anstieg der zu behandelnden Wassermenge. Das entzogene Wasser wird normalerweise der Abwasserbehandlungsanlage zugeführt. Die Entwässerung erfolgt im Allgemeinen nur durch Anwendung mechanischer Kräfte. Die Verschmutzung des entzogenen Wassers entspricht der Verunreinigung des mit den Spuckstoffen und dem Schlamm

verbundenen Wassers. Beim Einsatz von Schraubenpressen besteht die Möglichkeit, die Spuckstoffe durch Einblasen von Dampf zu erwärmen, was die Verschmutzung des entzogenen Wassers beeinflusst. Dies muss besonders in den Fällen berücksichtigt werden, in denen die Abwasserbehandlungsanlage bereits die maximale Kapazität erreicht hat. Die Eindüsung von Dampf erfordert Wärmeenergie.

Wenn die Spuckstoffe und der Schlamm in Kraftwerken oder in Zementöfen verbrannt werden, verringert sich der Energiebedarf für das Verdampfen von Wasser in Rückständen und Schlamm, wenn höhere Trockensubstanzgehalte durch mechanische Entwässerung erreicht werden. Dies trägt zu einer höheren Energierückgewinnungsrate bei.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Entwässerungseinrichtungen für Spuckstoffe und Schlamm sind gebräuchlich in neuen und bestehenden Papierfabriken. Die Nachrüstung von Entwässerungssystemen mit effektiveren technischen Einrichtungen ist möglich.

Integrierte Konzepte für den Transport und die Behandlung von Spuckstoffen, Schlamm und Rückständen umfassen die Ermittlung der tatsächlichen Menge und Qualität der Spuckstoffe und die Freisetzungspunkte. Alternative Optionen hinsichtlich Recycling, Rückgewinnung und Entsorgung werden unter Einbeziehung von Maschinenkonzepten, Logistik, Kosten und möglicher Verbrennung bewertet.

Der am besten geeignete Entsorgungsweg wird durch die Tagesproduktion und die entsprechende Menge an Spuckstoffen und Schlamm bestimmt. Bei kleineren Entsorgungsmengen (z. B. bis zu 15 T/Tag) stellt das Pressen oder Verdichten bei höchstmöglichem Trockengehalt oft die attraktivste Alternative dar. Mittels Verdichten unter Anwendung der neuesten Techniken kann die Fabrik einen Trockensubstanzgehalt der Spuckstoffe von 65 – 70 % erzielen.

Bei Entsorgungsmengen bis zu 40 T/Tag kann es sinnvoll sein, einen zusätzlichen Trocknungsprozess nach der Verdichtung in Betracht zu ziehen (siehe Abschnitt 2.9.6.1.4). Für den Trocknungsprozess ist eine geeignete Vorbehandlung erforderlich: Abtrennung von Metall, Verdichten und mehrere Schredderstufen. Durch Nutzung der Überschusswärme aus dem Papiermaschinenbereich oder anderer Abwärmequellen wird für das Trocknen keine zusätzliche Energie benötigt. Bei Nutzung der Überschusswärme der Papiermaschine können abschließende Trockengehalte von 90 % erzielt werden. Ein Trockengehalt von 90 % ermöglicht eine längere Zwischenlagerung der Rückstände ohne Geruchsprobleme und bietet auch logistische Vorteile.

Bei großen Mengen an Spuckstoffen und Schlamm von mehr als 60 t/Tag ist auch die fabrikinterne Verbrennung, z. B. in geeigneten Wirbelschichtkesseln, eine durchführbare Option.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Der wichtigste Grund für die Einführung wirksamer Entwässerungs- und Konditionierungsprozesse für Spuckstoffe und Schlamm ist die Verringerung der zu bewältigenden Abfallmenge. Da die Mitverbrennung von Spuckstoffen mit Energierückgewinnung zu einer durchführbaren und oft bevorzugten Behandlungsoption geworden ist, ist die wirksame Entwässerung und Aufbereitung des alternativen Brennstoffs wesentlich für die Energieeffizienz. Dies gilt auch für die externe Mitverbrennung, z. B. in Zementanlagen.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Anlagen in Europa. Nur sehr wenige Anlagen nutzen Trockner zum Trocknen von Schlamm und Spuckstoffen vor der weitergehenden Behandlung.

Referenzliteratur

[8, Borschke et al. 1997], [69, IFP 1998], [81, Krieger 1998], [147, J.Sommer et al. 2009], [148, Voith 2009].

6.3.14 Umweltgerechte Verwertung der Rückstände und Energierückgewinnung

Beschreibung

Bezüglich der allgemeinen Aspekte des Abfallmanagements und der Möglichkeiten für das stoffliche Recycling und die Energierückgewinnung in Papierfabriken wird auch auf Abschnitt 2.9.8. verwiesen.

In Altpapier verarbeitenden Papierfabriken ohne Deinking (z.B. Testliner, Wellenstoff, Karton oder Faltschachtelkarton) sind die groben Verunreinigungen aus dem Pulperentsorgungssystem, Spuckstoffe aus verschiedenen Sortier- und Reinigungsstufen aus der Stoffaufbereitungsanlage und der Schlamm aus der Abwasserbehandlung die wichtigsten Abfallfraktionen. Die Menge der anfallenden Spuckstoffe entspricht, in Abhängigkeit von der Rohstoffquelle und -qualität, zwischen 4 % bis mehr als 10 % des gesamten Rohstoffeinsatzes. Die Spuckstoffe aus der Stoffaufbereitungsanlage für braune Packpapiere ohne Deinking weisen nur ein begrenztes stoffliches Recyclingpotenzial auf, da sie aus einer undefinierten Mischung aus nicht papierenen Komponenten bestehen, die aus dem Altpapier entfernt werden.

Nur für die Spuckstoffe aus den abschließenden Reinigungs- und Sortierstufen des Papiermaschinenkreislaufes gibt es eine Möglichkeit des stofflichen Recyclings, da sie einen niedrigen Gehalt an Kunststoffen und anderen Verunreinigungen aufweisen. Deshalb wird diese Abfallfraktion in einigen Fabriken gesammelt, getrennt entwässert und als Co-Substrat für die Kompostierung verwendet. Die Praxis der Kompostierung ist in den Mitgliedsstaaten sehr unterschiedlich. Während einige Länder die Kompostierung von Schlamm aus Altpapier verarbeitenden Fabriken fördern, gibt es andere Länder (z. B. Deutschland), die von der Kompostierung von Abfall aus der Papierproduktion abraten oder sie verbieten.

Altpapier verarbeitende Papierfabriken mit Deinking produzieren zusätzlich große Mengen an Deinkingschlamm und Schlamm aus der Prozesswasserklärung. Die anfallenden Spuckstoffe und Schlammengen machen ca. 15 – 40 % des gesamten Rohstoffeinsatzes aus. In Altpapier verarbeitenden Fabriken zur Herstellung von deinktem Altpapierstoff ist der Deinkingschlamm, der hauptsächlich Kurzfasern, Streichmassen, Füllstoffe und Druckfarbenpartikel enthält, die wichtigste zu behandelnde Abfallfraktion. Alternativen sind zum Beispiel die Verbrennung, die Verwendung zur Bodenverbesserung, als Tierstreu, in Zementöfen, zur Ziegelherstellung und zur Herstellung anderer Produkte. In einigen Ländern wird die Verbringung auf landwirtschaftliche Flächen oder die Kompostierung praktiziert, während in anderen Ländern von dieser Option abgeraten wird oder diese verboten ist. In größeren Deinkinganlagen kann der Deinkingschlamm zusammen mit dem Schlamm aus der Abwasserbehandlung verbrannt werden. Es gibt verschiedene Möglichkeiten für die energetische Verwertung der unterschiedlichen Spuckstoffe und von Schlamm, die nachfolgend aufgeführt werden:

- Verbrennung in einer betriebsinternen Spuckstoffverbrennungsanlage (siehe Beispiel 1 und Beispiel 3 weiter unten. Beispiel 1 gilt für Testliner und Wellenstoff, während Beispiel 3 die Verbrennung von Spuckstoffen und Deinkingschlamm aus Deinkinganlagen beschreibt);
- Mitverbrennung in einem betriebsinternen kohlebefeuerter Kraftwerk (siehe Beispiel 2 weiter unten);
- Mitverbrennung in der Zement- oder Ziegelindustrie. Spuckstoffe können als Ersatzbrennstoff in der Zementindustrie zur Substitution von fossilen Brennstoffen eingesetzt werden. Das Merkblatt über

die Besten Verfügbaren Techniken in der Zement-, Kalk- und Magnesiumoxidindustrie [272, COM 2013] enthält nützliche Informationen. Die Abfallverbrennung im Allgemeinen wird in diesem Dokument nicht behandelt. Nützliche Informationen über die Abfallverbrennung sind im Merkblatt über die Besten Verfügbaren Techniken der Abfallverbrennung [273, COM 2006] enthalten. Außerdem sind die Anforderungen bestehender europäischer und nationaler Bestimmungen zu berücksichtigen, z. B. müssen bei der Mitverbrennung von Abfall die Anforderungen der Abfallverbrennungsrichtlinie (WID) erfüllt werden [203, Directive 2000/76/EC 2000].

Um eine hohe Oberfläche und ein gutes Zündverhalten der Spuckstoffe zu erhalten, ist eine Vorbehandlung notwendig. Diese umfasst hauptsächlich primäres Mahlen, Sieben und sekundäres Mahlen. Das Schreddern und Sieben kann kombiniert werden, z.B. mit einem magnetischen Abscheider und einer Windsichtung, um Eisenmetalle zurückzugewinnen und Verunreinigungen zu entfernen, die dem Mahlen nachgeschaltete Aggregate beschädigen könnten. Gewöhnlich besteht die Vorbehandlung von Spuckstoffen und Schlamm in kleineren Fabriken hauptsächlich aus Entwässerungsanlagen. In größeren Fabriken wird oft eine umfassendere Vorbehandlung und Behandlung angewendet (siehe Abschnitt 6.3.13).

Die Spuckstoffverwertungstechniken unterscheiden sich von Papierfabrik zu Papierfabrik und hängen meist von lokalen Gegebenheiten ab. Das Verbot der Deponierung von unverarbeitetem Abfall mit einem Gehalt an organischen Stoffen von mehr als 5 % DS in vielen EU-Mitgliedsstaaten hat die Entwicklung und Inbetriebnahme einer Reihe von Verbrennungsanlagen gefördert. Nach einer geeigneten Vorbehandlung können die meisten Abfallfraktionen aus Altpapier verarbeitenden Papierfabriken die Anforderungen an eine umweltfreundliche Energierückgewinnung in Verbrennungsanlagen erfüllen. Rückgewinnungsverfahren werden als bevorzugte Abfallbehandlungsoption betrachtet. Es sollten Möglichkeiten zur Reduzierung der zu deponierenden Abfallmenge ermittelt und, wo möglich, umgesetzt werden.

Die Verbrennung in Kombination mit der Erzeugung von Strom und Dampf wird als umweltfreundliche Lösung angesehen. In europäischen Papierfabriken wurden verschiedene technische Varianten (Vorbehandlung, Kessel, Emissionsminderungstechniken) zur Verbrennung von Rückständen mit Wärmerückgewinnung umgesetzt. Vier dieser Varianten sind nachfolgend beschrieben.

Die Beispiele umfassen: Die Verbrennung von Spuckstoffen aus Altpapier verarbeitenden Fabriken ohne Deinking in einer betriebsinternen rostbefeuerten Spuckstoffverbrennungsanlage und einem Rauchgasreinigungssystem (Beispiel 1). Die Mitverbrennung von Spuckstoffen in einer nachgerüsteten betriebsinternen kohlebefeuerten Wanderrost-Verbrennungskammer und zugehöriger Rauchgasbehandlung (Beispiel 2) stellt eine weitere Option dar. Wie bei Beispiel 1 ist dieser rostbefeuerte Kessel eher ein Beispiel für die Nachrüstung bestehender betriebsinterner Kessel. Fast alle neueren Verbrennungsanlagen wurden als stationäre Wirbelschichtkessel konstruiert. Beispiel 3, die Verbrennung von Spuckstoffen und Schlamm aus einer DIP-Anlage in einem Wirbelschichtkessel, stellt eine weiter verbreitete Option in europäischen Papierfabriken dar. Es stehen auch umsetzbare Optionen für kleinere Fabriken zur Verfügung (Beispiel 4).

6.2.3 **Beispiel 1: Energetische Verwertung von Spuckstoffen aus Altpapier verarbeitenden Fabriken ohne Deinking in Spuckstoffverbrennungsanlagen**

Die Beschreibung dieser Technik betrifft „braune Packpapiere“, die aus Altpapier hergestellt werden. Allerdings sind ähnliche Systeme für andere Altpapierfabriken anwendbar (siehe Beispiel 3).

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Vor Inkrafttreten der neuen gesetzlichen Bestimmungen zur Deponierung von Abfall, die Sollwerte und Grenzwerte für die zulässige Menge an biologisch abbaubarem Abfall festlegen, die der Entsorgung auf Deponien zugeführt werden kann, wurden die Spuckstoffe aus Altpapier verarbeitenden Papierfabriken, die Wellenstoff und Testliner herstellen, auf Deponien entsorgt. Unter der Annahme, dass sich der Anteil

der Spuckstoffe am Altpapiereinsatz auf 5 – 10 % beläuft (abhängig von der Qualität des für das Recycling verwendeten Papiers), war die Menge an aussortierten Spuckstoffen in vielen Papierfabriken nicht ausreichend, um eine Spuckstoffverbrennungsanlage wirtschaftlich zu betreiben. Es stehen jedoch auch angepasste Verbrennungsanlagen für kleinere Fabriken zur Verfügung (siehe Beispiel 4). Große Papierfabriken mit einer hohen Produktionskapazität haben zunehmend eigene Verbrennungsanlagen für Spuckstoffe aus der Altpapierverarbeitung eingeführt. Seit Anfang der 90er Jahre betreibt eine deutsche Papierfabrik (370 000 t/Jahr), SCA Aschaffenburg, eine Verbrennungsanlage mit guter Umweltleistung. Mehrere weitere Altpapier verarbeitende Fabriken folgten (SCA Witzenhausen, Klingele Papierwerke, Palm Wörth, Laipa Schwedt, Jass Schwarza). Die neueren Verbrennungsanlagen wurden ausschließlich als stationäre Wirbelschichtkessel konstruiert.

Die Verbrennungsanlage wendet eine mehretägige Verbrennung an und ist in das Kraftwerk der Fabrik integriert. Sie ist für eine Spuckstoffmenge von 28 000 Tonnen Spuckstoffe pro Jahr ausgelegt. Der Wassergehalt der Spuckstoffe liegt im Bereich von 45 – 50 %. Nach dem Schreddern und der magnetischen Abscheidung der eisenhaltigen Stoffe, werden die Spuckstoffe der obersten Etage zugeführt, wo die Trocknung durch nach oben geführte heiße Rauchgase erfolgt. Der Transport der Spuckstoffe zu den nächsten Etagen erfolgt mit Hilfe von Rührwerken. Sie transportieren die Spuckstoffe durch alle Brennzonen, von oben nach unten. Das Rauchgas vom oberen Ende der Brennkammer wird zu den Verbrennungsetagen zurückgeführt und dort wieder erhitzt. Bei 800 – 900 °C wird das Rauchgas von den Verbrennungsetagen vollständig verbrannt. Eine separate Brennkammer ist deshalb unnötig und die Spuckstoffe werden in wirtschaftlicher Art und Weise verbrannt. Eine Nachverbrennungskammer verlängert die Verweildauer des Rauchgases im Temperaturbereich von >850 °C. Die Kammer ist mit einem Brenner ausgestattet, der automatisch aktiviert wird, wenn die Temperatur unter einen Mindestwert fällt. Abbildung 6.47 zeigt ein vereinfachtes Blockschaltbild für die Verbrennung von Spuckstoffen in dieser Verbrennungsanlage.

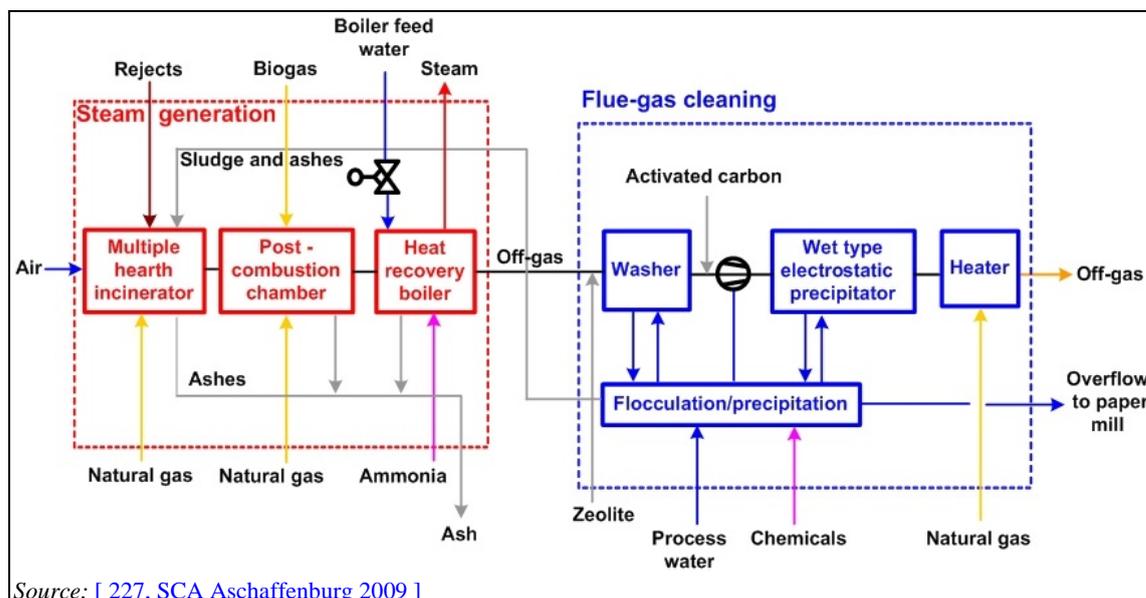


Abbildung 6.47 Vereinfachtes Blockschaltbild für die Verbrennung von Spuckstoffen in einer mehretägigen Verbrennungsanlage

Die Rauchgasreinigungseinrichtung ist mit einem zweistufigen Nasswäscher (NaOH) zur Entfernung von sauren Schadstoffen, hauptsächlich Schwefeldioxid und Chlorwasserstoff, ausgerüstet. Die Waschflüssigkeit aus dem Nasswaschprozess wird neutralisiert und mit Fäll- und Flockungsmitteln zur Entfernung von Schwermetallen behandelt. Der Schlamm wird gemischt und zusammen mit den Spuckstoffen verbrannt. Die in der Mehretagenverbrennungsanlage anfallende Asche wird auf einer Deponie entsorgt. Zur Minimierung der Dioxinmissionen wird in den rückgeführten Rauchgasstrom eine Mischung aus Aktivkohle (circa 17 t/Jahr) und Zeolith (circa 30 t/Jahr) eingedüst. Die eingesetzten Adsorptionsmittel werden in die Verbrennungsanlage zurückgeführt. Die Verringerung der NO_x-Emissionen wird durch selektive nicht katalytische Reduktion (SNCR) unter Einsatz von Ammoniak

erreicht, das in die Verbrennungskammer eingedüst wird. Die zugegebene Ammoniakmenge wird so eingestellt, dass $160 \text{ mg NO}_x/\text{Nm}^3$ erreicht werden (der Grenzwert ist $200 \text{ mg NO}_x/\text{Nm}^3$). Die Emission von Feststoffteilchen wird durch einen Nasselektrofilter reduziert. Nach der Rauchgasbehandlung ist ein zusätzlicher Brenner installiert, um die Abgastemperatur im Schornstein aufrecht zu erhalten.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die Emissionswerte für die Spuckstoffverbrennungsanlage sind in Tabelle 6.31 zusammengefasst. Bei den wiedergegebenen Werten handelt es sich bei den kontinuierlich gemessenen Parametern Staub, SO_2 , NO_x und CO um Mittelwerte für das Jahr 2008 und für alle anderen Parameter sind die Ergebnisse von Einzelprobenanalysen angegeben, die einmal im Jahr durchgeführt werden.

Tabelle 6.31 Emissionswerte für die Spuckstoffverbrennung in einer Mehretagenverbrennungsanlage im Vergleich zu deutschen Grenzwerten

Parameter	Einheit	Gemessener Jahresmittelwert (berechnet aus Tagesmittelwerten)	Gemessene Tagesmittelwerte (Min. - Max.)	Grenzwerte (nach deutschen Normen)*
Feststoffteilchen	mg/Nm^3	1,2	0 – 10,8	10,0
SO_2	mg/Nm^3	4,4	0 – 20,7	50,0
NO_x	mg/Nm^3	150,7	62,0 – 177,3	200
CO	mg/Nm^3	9,2	6,3 – 14,1	50,0
HCl	mg/Nm^3	<0,4(1)	<0,4	10,0
HF	mg/Nm^3	-	-	1,0
Gesamt-C	mg/Nm^3	5,4(2)	2,0 – 6,1	10,0
Cd, TI	$\mu\text{g}/\text{Nm}^3$	5(2)	2 – 7	50,0
Hg	$\mu\text{g}/\text{Nm}^3$	<1(2)	<1	50,0
Summe aus Sb, Cr, CN, F, Mn, V, Sn	$\mu\text{g}/\text{Nm}^3$	64(2)	14 – 75	500
Summe aus As, Cd, Co, Benzopyren, Cr	$\mu\text{g}/\text{Nm}^3$	8(2)	5 – 10	50
Dioxine/Furane	$\text{ng I-TE}/\text{Nm}^3$	0,037(2)	0,026 – 0,085	0,1

Anmerkung:
 (1) Entsprechend der siebzehnten Verordnung zur Durchführung des Bundes-Immissionsschutzgesetzes (Verordnung über Verbrennungsanlagen für Abfälle und ähnliche brennbare Stoffe) vom 14. August 2003; die Werte sind auf Standardtemperatur und Standarddruck (0°C , 1 bar, trockenes Gas) und auf einen Sauerstoffgehalt von 11 Vol% bezogen.
 (2) Periodisch gemessene Parameter (einmal pro Jahr). Werte aus Messung im März 2009.
 Quelle: [227, SCA Aschaffenburg 2009]

Die Betriebseffizienz der Verbrennungsanlage ist zufriedenstellend. Die Zeit für die Unterhaltung und Inspektion überschreitet die erwarteten Zeiträume nicht.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die Verbrennung der Spuckstoffe spart Deponiekapazitäten. Die anfallenden Aschen ($3,13 \text{ kg Asche}/\text{Tonne lutro}$ oder circa $1\,000 \text{ t Asche}$ im Jahr 2008) sind für eine Wiederverwertung geeignet, z.B. für den Einsatz im Straßenbau. Es können fossile Brennstoffe für die Energieerzeugung substituiert werden, in diesem Fall circa $66\,000 \text{ MWh}$. Der Abhitzedampferzeuger der Spuckstoffverbrennungsanlage verfügt über eine Auslegungskapazität von $8,4 \text{ MW}_{\text{th}}$ einschließlich zusätzlichem Biogas und Erdgas (siehe Abbildung 6.47).

Die Verbrennungsanlage setzt Emissionen in die Luft frei, die behandelt werden müssen. Die erreichbaren Emissionen können Tabelle 6.31 entnommen werden. Im Gegensatz dazu sind die potenziellen Emissionen durch Deponiegase niedriger. Beim Einsatz von Nasswäschern zur Abgasreinigung fällt Abwasser an. Das

Wasser wird behandelt, der Schlamm wird zur Verbrennungsanlage zurückgeführt und der Überlauf wird in der Papierfabrik verwendet.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Spuckstoffverbrennung in alleinigen Abfallverbrennungsanlagen wird nur in wenigen großen, kürzlich neu erbauten oder erweiterten Fabriken eingesetzt. In vielen europäischen Papierfabriken ist die Menge an anfallenden Spuckstoffen für den Betrieb einer Abfallverbrennungsanlage unter wirtschaftlichen Bedingungen nicht ausreichend. Deshalb ist diese Art von alleiniger Verbrennungsanlagen nur für größere Fabriken umsetzbar.

Die Nachrüstung von älteren Papierfabriken ist möglich, aber es ist ungewiss, ob eine Verbrennungsanlage einschließlich der notwendigen Rauchgasreinigung in wirtschaftlicher Art und Weise betrieben werden kann. Legt man für eine Verbrennungsanlage für 15 000 Tonnen/Jahr erforderliche Investitionen von circa 20 Millionen Euro zugrunde und berücksichtigt, dass die spezifischen Kosten für kleinere Anlagen ansteigen, ist ein wirtschaftlicher Betrieb im Falle von kleinen Papierfabriken zweifelhaft. Für diese kann die in Beispiel 4 beschriebene Technik eine umsetzbare Alternative darstellen.

Aus diesem Grund betreibt z.B. eine Gruppe von relativ nahe beieinander liegenden Fabriken in der niederländischen Provinz Gelderland einen gemeinsamen Wirbelschichtkessel zur Verbrennung von Rückständen. Die Zusammensetzung der Asche wird streng kontrolliert und die Asche wird in der Bauindustrie verwendet.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Investitionskosten betragen im Jahre 1989 insgesamt circa 20 Millionen Euro. Spezifische Betriebskosten sind nicht verfügbar. Die Gesamtkosten für die Verbrennung von 1 Tonne Spuckstoffen (50 – 60 % Trockensubstanz) betragen ca. 100 Euro. Diese Kosten beinhalten die Kapital- und Betriebskosten sowie die Einsparungen an Erdgas, das für die betreffende Fabrik die Energiequelle darstellt. Die Investitionskosten im Jahr 2010 sind unbekannt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Im Fall der Beispielanlage ging die Kapazität der nahe gelegenen Deponie zur Neige, was zu höheren Deponiekosten führte.

Anlagenbeispiele

SCA Packaging Industripapier GmbH, Aschaffenburg/Deutschland.

Referenzliteratur

[227, SCA Aschaffenburg 2009].

6.2.4 Beispiel 2: Mitverbrennung von Spuckstoffen aus Altpapier verarbeitenden Fabriken ohne Deinking in Kohlekraftwerken einschließlich Rauchgasbehandlung

Diese Technik gilt streng genommen nur für Altpapier verarbeitende Fabriken, die Wellenpapier herstellen. Allerdings kann es sinnvoll sein auf Einzelfallbasis abzuwägen, ob ein ähnliches System für andere Altpapier verarbeitende Fabriken einsetzbar sein könnte.

Beschreibung und erreichter Umweltnutzen

Wegen ihrer inhomogenen Zusammensetzung wurden die Spuckstoffe aus Altpapier verarbeitenden Fabriken ohne Deinking früher auf Deponien abgelagert. Allerdings besitzen diese Spuckstoffe aufgrund ihres hohen Kunststoffanteils einen hohen Heizwert im Bereich von 22 – 24 MJ/kg Trockensubstanz und sind somit für eine Energierückgewinnung geeignet, wodurch fossile Brennstoffe ersetzt werden (siehe auch Beispiel 1).

Tabelle 6.32 enthält die Zusammensetzung von Spuckstoffen als Mittelwerte von 18 Analysen, die in verschiedenen deutschen Papierfabriken, die Wellenstoff und Testliner herstellen, durchgeführt wurden.

Tabelle 6.32: Zusammensetzung der Spuckstoffe aus der Herstellung von Testliner und Wellenstoff

Komponente	Einheit	Wert
Kunststoff	Gewichts-%	26,0
Fasern	Gewichts-%	27,0
Glas und Steine	Gewichts-%	0,1
Metalle	Gewichts-%	0,9
Andere organische Stoffe	Gewichts-%	1,0
Wasser	Gewichts-%	45,0
Heizwert (100 % Trockensubstanz)	MJ/kg	23,8
Heizwert (55 % Trockensubstanz)	MJ/kg	12,0
Chlorgehalt der Kunststofffraktion	Gewichts-%	5,5
Chlorgehalt der Spuckstoffe	Gewichts-%	1,4
Quelle: [69, IFP 1998]		

In Papierfabriken, die ihre Kraftwerke mit festen Brennstoffen wie Braunkohle oder Steinkohle befeuern, ist die Mitverbrennung der Spuckstoffe machbar. Die Einrichtung einer mit der Verbrennungskammer des Kraftwerkes verbundenen Trocknungs- und Vergasungskammer ist notwendig. In der Trocknungs- und Vergasungskammer werden die Spuckstoffe durch Oxidation der kohlenstoffhaltigen Stoffe mit Luft vergast. Die im Zuge der Vergasung entstehenden Gase werden anschließend in der Verbrennungskammer des Kraftwerkes verbrannt. Es müssen geeignete Verbrennungsbedingungen ($> 850\text{ °C}$ und ein Sauerstoffgehalt $> 6\%$) sichergestellt werden, um Problemen mit VOC und Ruß zu vermeiden. Als Überwachungsparameter kann CO gemessen werden ($< 50\text{ mg/Nm}^3$).

Vor der Trocknung und Vergasung müssen die Spuckstoffe der folgenden Behandlung unterzogen werden: In einer ersten Stufe wird die Klassierung in einer Siebtrommel durchgeführt. Spuckstoffe mit einer Größe von mehr als 50 mm werden geschreddert. Anschließend werden die eisenhaltigen Stoffe durch Magnetabscheidung abgetrennt. Für die Zuführung der Spuckstoffe zur Trocknungs- und Vergasungskammer wird ein Wanderrost eingesetzt. Ein vereinfachtes Blockschaltbild der beschriebenen Technik ist in Abbildung 6.48 dargestellt.

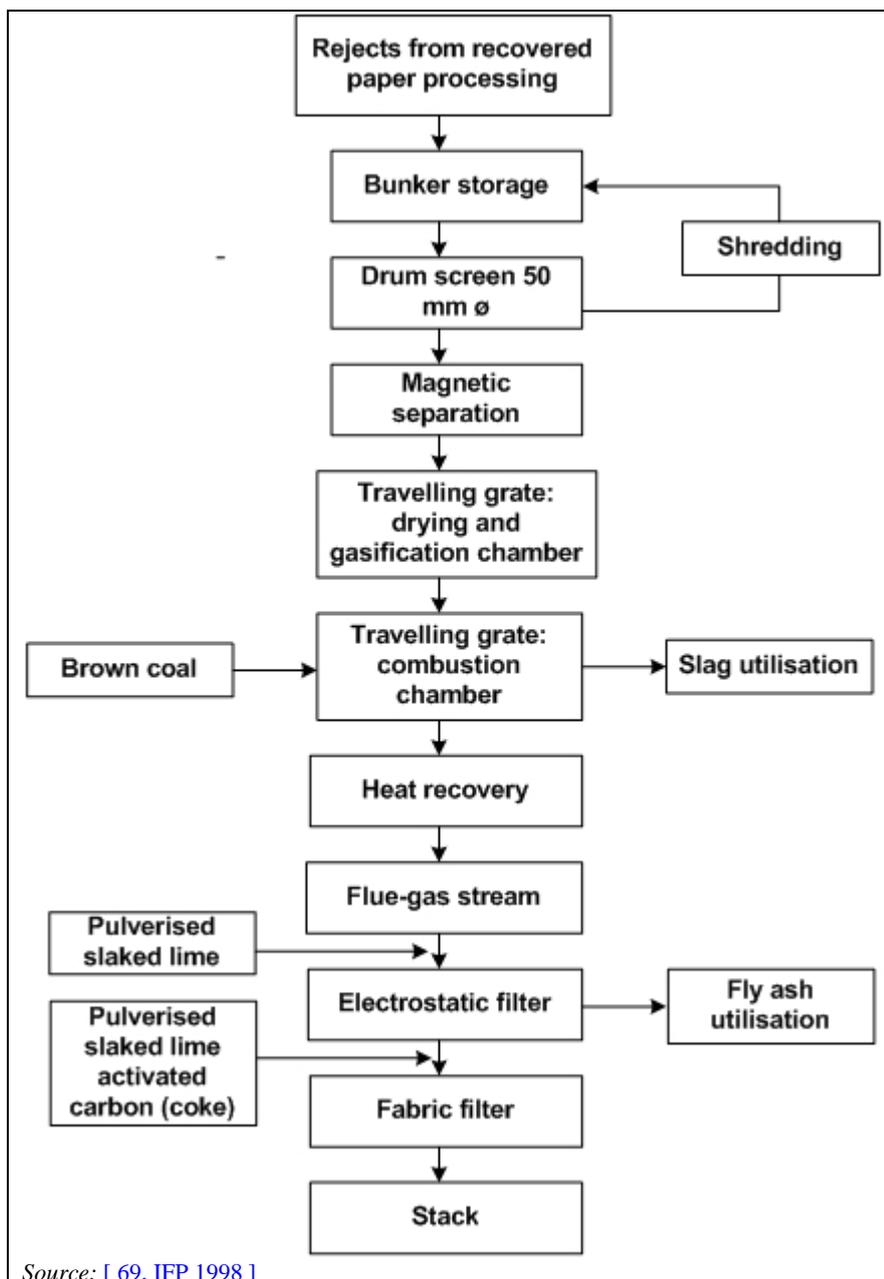


Abbildung 6.48: Vereinfachtes Blockschaftbild für die Mitverbrennung von Spuckstoffen in einem Kohlekraftwerk

Umwelleistung und Betriebsdaten

Die Mitverbrennung von Spuckstoffen in bestehenden Kraftwerken erfordert zusätzliche Maßnahmen für die Rauchgasreinigung. Normalerweise muss diese Rauchgasreinigung strenge Anforderungen erfüllen. Zur Entfernung von HCl, der durch den hohen Chlorgehalt der Spuckstoffe verursacht wird, wird pulverförmiger gelöschter Kalk (Calciumhydroxid) in den Rauchgasstrom eingedüst. Durch die Eindüstung von trockenem Kalk in der richtigen Temperaturzone können die Emissionen von HCl, HF und SO₂ minimiert werden. Im Allgemeinen erreichbare Emissionsniveaus sind HCl < 30 mg/Nm³, HF < 5 mg/Nm³ und SO₂ < 200 mg/Nm³. Niedrigere Werte sind in Abhängigkeit von der Adsorptionsmitteldosierung möglich. Das Abgas wird anschließend in einem Elektrofilter und zusätzlich in einem Gewebefilter behandelt. Die Konzentration an Feststoffteilchen im gereinigten Rauchgas überschreitet 10 mg/Nm³ nicht. Die Konzentration an HCl, Partikeln und O₂ im gereinigten Rauchgas wird kontinuierlich gemessen.

Die Entfernung von Dioxinen aus dem Rauchgas erfolgt mittels Aktivkohle oder Koks. Im Allgemeinen sind für Dioxine/Furane Emissionswerte von <0,1 ng I-TEQ/Nm³ erreichbar. Niedrigere Werte sind in

Abhängigkeit von der Aktivkohledosierung möglich. Anschließend wird das Abgas in der oben genannten Entstaubungseinrichtung behandelt.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es wird davon ausgegangen, dass die Mitverbrennung von Spuckstoffen einen positiven Einfluss auf den erzielten Umweltschutz im Vergleich zur Deponierung hat. Soweit Spuckstoffe zur Energieerzeugung eingesetzt werden, können feste Brennstoffe substituiert werden. Eine Tonne Spuckstoffe mit einem Wassergehalt von circa 45 % ersetzt ungefähr 0,7 Tonnen Braunkohle. Da der Anteil CO₂-neutraler Fasern in Spuckstoffen in Bezug auf die Feststoffe in der Größenordnung von 50 % liegt, verringern sich die entstehenden CO₂-Emissionen durch fossile Brennstoffe. Die Mitverbrennung von Spuckstoffen ist eine wirksame Methode zur Minimierung von Abfall, der normalerweise deponiert wird. In diesem Fall sind die anfallenden Aschen für eine Wiederverwendung, z.B. zur Rekultivierung von Braunkohleminen, geeignet. In anderen Fällen werden der Staub, die partikelgebundenen Schwermetalle und die vorgenannten Adsorbentien gesammelt und müssen entsorgt werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Grundsätzlich sollten alle mit festen Brennstoffen befeuerten Kraftwerke (Braunkohle, Steinkohle) für eine Mitverbrennung von Spuckstoffen geeignet sein. Allerdings setzen die meisten großen europäischen Hersteller von Wellenstoff und Testliner Erdgas als Brennstoff in ihren Kraftwerken ein. Deshalb ist diese Art der Mitverbrennung von Spuckstoffen auf kleine und oft ältere Fabriken beschränkt.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Für eine maximale Menge an Spuckstoffen von 3 Tonnen/h betragen die erforderlichen Investitionen für eine Mitverbrennungsanlage einschließlich der Einrichtungen für die Vorbehandlung der Spuckstoffe sowie die Trocknungs- und Vergasungskammer ungefähr 2,5 Millionen Euro. Werden Deponiekosten in Höhe von 50 Euro/t zugrundegelegt, ergibt sich eine jährliche Einsparung von 0,6 Millionen Euro. Die Substitution von Braunkohle führt zu Einsparungen von 0,3 Millionen Euro/Jahr. Die Wartungskosten wurden nicht angegeben. Die Kosten für Abschreibung und Zinsen sind nicht berücksichtigt, da Angaben dazu nicht verfügbar sind.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Einführung dieser Technik war eine Reaktion auf die Anforderungen, die dadurch begründet sind, dass seit 2005 in Deutschland die Deponierung von Abfall mit einem Gehalt an organischen Stoffen von mehr als 5 % nicht mehr erlaubt ist. Hohe Preise für die Entsorgung von Schlamm und Spuckstoffen haben dazu geführt, dass heute viele Papierfabriken Interesse daran haben, ihre eigenen Verbrennungsanlagen zu betreiben. Wichtige Gründe für die Einführung sind auch die Einsparung primärer Energiekosten und die Unabhängigkeit von externen Abfallwirtschaftsunternehmen.

Anlagenbeispiele

RCF DE 6; Schöllershammer Industriepapier, Düren, Deutschland; Oudegem Papier, Belgien.

Referenzliteratur

[69, IFP 1998].

6.2.5 **Beispiel 3: Verbrennung von Rückständen (Spuckstoffe und Schlämme) aus DIP-Anlagen mit gleichzeitiger Strom- und Dampferzeugung**

Im Unterschied zu den Beispielen 1 und 2 bezieht sich dieses Beispiel auf DIP-Anlagen oder auf Anlagen, die eine Mischung aus deinktem Altpapierstoff (DIP) und Holzstoff einsetzen.

Beschreibung

Die Verbrennung von verschiedenen Arten von Schlamm und Rejekten einschließlich von Spuckstoffen, Deinkingschlamm, Schlamm aus der Abwasserbehandlung etc. ist in der Zellstoff- und Papierindustrie weit verbreitet. Nachfolgend werden zwei Varianten für die Verbrennung von Spuckstoffen und Schlamm erläutert:

- Mitverbrennung mit Rinde in Rindenkesseln (nur für Papierfabriken, die eine Mischung aus Rohstoffen einsetzen, wie z.B. eine Mischung aus Deinkingstoff und Holzstoff, sofern entrindet wird): In neuen oder neueren Anlagen ist der Wirbelschichtkessel die vorherrschende Technik für die Mitverbrennung, besonders von Schlämmen mit ziemlich niedrigem Feststoffgehalt.
- Separate Deinkingschlammverbrennung. Bei diesen Verbrennungsanlagen handelt es sich gewöhnlich um stationäre Wirbelschichtkessel und diese können zu 100 % mit Schlamm betrieben werden, obwohl der Einsatz von Stützbrennstoff, wie Erdgas, Kohle oder Öl üblich ist. Die Notwendigkeit von Stützbrennstoff hängt vom Trockensubstanzgehalt des Schlammes und dem Aschegehalt ab. Im Allgemeinen ist für eine selbstgängige Verbrennung ein Feststoffgehalt von mindestens 35 – 40 % DS erforderlich (siehe Abbildung 2.29)

Um in einem Kessel verbrannt werden zu können, muss der Schlamm aus der Altpapierproduktion zunächst entwässert und mit Überschusswärme aus der Papiermaschine getrocknet werden, sofern dies wirtschaftlich sinnvoll ist (siehe Abschnitt 6.3.13). Das Entwässerungsfiltrat kann in der Abwasserbehandlungsanlage der Fabrik behandelt werden. Einige Fabriken behandeln das Vorentwässerungsfiltrat mittels Mikroflotation und verwenden es im Aufschlussprozess wieder.

Der Deinkingschlamm aus den Flotationseinheiten kann ohne Vorbehandlung nach der Entwässerung verbrannt werden. Der entwässerte Überschussschlamm aus der biologischen Abwasserbehandlung kann zugegeben werden, weist aber nur einen kleinen Anteil an der gesamten Schlammmenge auf (circa 5 %). Zur Sicherstellung einer hohen Temperatur (>800 – 850 °C) wird normalerweise auch Gas oder Rinde im Kessel für feste Brennstoffe (Wirbelschichtkessel) verbrannt. Es gibt Fabriken, die ausschließlich Schlamm verbrennen, während andere Fabriken alle Rückstände einschließlich Spuckstoffen oder Rinde verbrennen.

Wenn auch Spuckstoffe aus der Herstellung von Deinkingstoff verbrannt werden, müssen sie zunächst so verarbeitet werden, dass sie für die Verbrennung in einem Wirbelschichtkessel geeignet sind (siehe auch Beispiel 2, Abbildung 6.48). Der Hauptzweck der Vorbehandlung von Spuckstoffen aus einer Deinkinganlage ist die Abtrennung von nicht brennbaren Stoffen und das Mahlen der Brennstoffpartikel auf eine geeignete Größe, um eine große Oberfläche und gute Zündeigenschaften zu erreichen. Nach dem primären Mahlen und Sieben können die brennbaren Stoffe dem Brennstoffbehälter des Kessels zugeführt werden. Die restlichen Spuckstoffe werden in eisenhaltige Spuckstoffe und andere nicht brennbare Spuckstoffe getrennt.

Die Vorbehandlung dieser Spuckstoffe kann aus folgenden Stufen bestehen:

1. Vorsieben 1 zur Abtrennung großer Eisenteile;
 2. Primäres Mahlen, um die Partikel auf eine geeignete Größe für die folgenden Siebstufen zu reduzieren;
 3. Vorsieben 2 zur Entfernung des restlichen Eisens;
 4. Sieben zur Abtrennung der nicht brennbaren Stoffe (Metalle, Steine, Glas etc.)
-

5. Sekundäres Mahlen zum Zerschneiden von Kunststoffetzen, Streifen und Seilen, die das primäre Mahlen passiert haben.

Umwelleistung und Betriebsdaten

Der Hauptumweltschutz besteht in der Verringerung der Menge der zu deponierenden Stoffe um circa 80 - 90 %. Für die endgültige Entsorgung oder die Verwendung der Aschen bestehen in Abhängigkeit von den erreichten Aschequalitäten verschiedene Möglichkeiten. In einigen Fällen wird die Asche auf einer Deponie entsorgt, in anderen Fällen wird sie in der Bauindustrie oder für andere Mehrwertprodukte verwendet.

Die Emissionswerte für Verbrennungsanlagen von Deinkingschlamm, Spuckstoffen und Schlamm aus der biologischen Abwasserbehandlung sind in Tabelle 6.33 zusammengefasst. Als Stützbrennstoff werden Erdgas und Brennstoff aus Abfällen verwendet. Die dargestellten Werte sind Jahresmittelwerte für 2008.

Tabelle 6.33: Emissionswerte für einen Wirbelschichtkessel zur Verbrennung von Deinkingschlamm, Spuckstoffen, Bioschlamm, Biogas, Erdgas und Brennstoff aus Abfällen

Parameter	Gemessene Werte 2008 (1) (mg/Nm ³)	Grenzwert Tagesmittelwert (1) (mg/Nm ³)	Angewendete Emissionsminderungstechniken
Staub	5	10,0	Schlauchfilter (Teflon)
SO ₂	1	50,0	S-Gehalt im Schlamm sehr niedrig
NO _x	190	200	SNCR (Ammoniakendüsung)
NH ₃	Nicht nachweisbar	20	Kein relevanter Ammoniak schlupf
CO	2	50,0	Wirbelbett gewährleistet gute Verbrennung
HCl	3	10,0	Eindüsung eines Adsorbens (Mischung aus Calcium und Aktivkohle) vor den Schlauchfiltern
Gesamt-C	1	10,0	
Anmerkung: Schwermetalle und Dioxine liegen deutlich unter den Grenzwerten. Sie werden periodisch gemessen, z. B. Hg <0,01 mg/m ³ ; PCDD/F: Höchstwert: <0,004 ng/m ³ .			
(1) Die gemessenen Werte und die Emissionsgrenzwerte beziehen sich auf einen Sauerstoffgehalt von 11 Vol-% und werden als Jahresmittelwerte berechnet.			
Quelle: [Landesdirektion Leipzig, Abt. Umwelt, Stora Enso Sachsen: Continuous emission monitoring. Yearly emission report 2008]			

Die Energierückgewinnung kann ein zweites Ziel für die Anwendung dieser Technik sein. Nach der Entwässerung besteht eine leicht positive Energiebilanz im Bereich von 4 - 5 MJ/t, bezogen auf die Verbrennung von entwässertem Schlamm (bei 58 % Trockensubstanz). Bei einigen Papierfabriken, die das Waschdeinking anwenden (z.B. Altpapier verarbeitende Fabriken zur Herstellung von Hygienepapier), führt der Einsatz der Schlammverbrennung unter dem Strich jedoch dazu, dass Energie verbraucht wird. Dies ist gewöhnlich auf einen hohen Aschegehalt und einem daraus resultierenden niedrigerem Energiegehalt des Schlammes zurückzuführen.

Aus dem in die Gasphase übergetretenen Chlor aus der Wirbelbettverbrennung entsteht HCl, aber auch Kaliumchlorid (KCl) und Natriumchlorid (NaCl). Es ist bekannt, dass diese Stoffe auf der Rohroberfläche kondensieren und dazu neigen, die Wahrscheinlichkeit der Schmelzphasenkorrosion zu erhöhen. Diese Art von Korrosion kann in Überhitzern auftreten, wenn die Dampftemperaturen 500 °C übersteigen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die Verbrennungsanlage setzt Emissionen in die Luft frei, die behandelt werden müssen. Die erreichbaren Emissionen können der nachstehenden Tabelle 6.33 entnommen werden. Im Gegensatz dazu sind die

potenziellen Emissionen durch Deponiegase niedriger. Durch die Reinigung des Abgases aus den Verbrennungsanlagen fällt normalerweise eine bestimmte Menge an Abfall an (zurückgehaltener Staub aus Schlauchfiltern, Asche aus der Verbrennungskammer), der entsorgt oder recycelt werden muss. Im Falle einer nassen Abgasbehandlung fällt Abwasser an.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Verbrennung von Deinkingschlamm und anderen Schlämmen mit gleichzeitiger Erzeugung von Strom und Dampf kommt in vielen modernen und insbesondere in größeren Fabriken zum Einsatz. Allerdings ist die Verbrennung von Spuckstoffen viel schwieriger und birgt die Gefahr von Emissions- und Korrosionsproblemen in sich. Die Möglichkeiten hängen in der Praxis von der Kapazität und der Art des Kessels ab. Diese Technik kann in begrenztem Umfang in kleineren Papierfabriken eingesetzt werden (siehe Beispiel 4).

Die Verbrennung von Rückständen (Spuckstoffe und Schlamm) mit gleichzeitiger Strom- und Dampferzeugung kann in den meisten neuen und bestehenden Fabriken eingesetzt werden. Allerdings hängt die Anwendbarkeit in jedem Fall von der Art und von der Kapazität des Kessels ab. Beispielsweise können kleine Fabriken diese Technik nicht einsetzen. Sie verfügen oft nur über sehr einfache Öl- oder Gaskessel mit beschränkter Kapazität oder beschränkten technischen Möglichkeiten zur Verbrennung von Feststoffen. Der höhere Chlorgehalt der Spuckstoffe erfordert besondere Aufmerksamkeit (Korrosion, Abgasbehandlung).

Für die Anwendung dieser Technik sind Wirbelschichtkessel im Allgemeinen geeigneter als rostbefeuerte Kessel und können mit geringeren Zusatzkosten nachgerüstet werden (siehe Beispiele 1 und 2). Aus Betreibersicht weisen Wirbelschichtkessel viele Vorteile auf, unter anderem geringere Empfindlichkeit gegenüber Schwankungen der Brennstoffmenge und der Brennstoffqualität und in den meisten Fällen niedrigere Emissionen im Vergleich zu den rostbefeierten Kesseln (siehe Abschnitt 2.6.1.2.3 zu Wirbelschichtkesseln).

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Informationen zur Verfügung gestellt.

Wichtiger Grund für die Einführung

Gesetzliche Anforderungen. Verringerung der zu transportierenden Schlamm- und Spuckstoffmenge; Verringerung der auf der Deponie zu entsorgenden Menge; Nutzung des Energiegehalts der Abfallfraktionen.

Anlagenbeispiele

Einige europäische DIP-Anlagen für Zeitungsdruckpapier und Hygienepapier haben Wirbelschichtverbrennungssysteme installiert, wie z. B. Stora Enso Eilenburg, Zeitungsdruckpapier (DE), Tela Papierfabrik AG, Hygienepapier (CH), UPM Schwedt, Zeitungsdruckpapier (DE), WEPA Giershagen, Hygienepapier (DE).

Referenzliteratur

[1, Finnish BAT Report 1997], [16, CEPI 1998], [Landesdirektion Leipzig, Abt. Umwelt, Stora Enso Sachsen: Continuous emission monitoring. Yearly report 2008] in BATIS einfügen;

6.2.6 Beispiel 4: Energetische Verwertung von Spuckstoffen und Abwasserschlamm in einer Spuckstoffverbrennungsanlage einer kleinen Altpapier verarbeitenden Fabrik (für kleinere Fabriken und geringere Spuckstoffmengen)

Beschreibung

Die Verbrennungsanlage besteht aus folgenden Untersystemen: getrennte Brennstofflagerung für Spuckstoffe, Holz und Abwasserschlamm; Brennstoffaufbereitung (ein Schredder) gefolgt von einer Siebmaschine; Lagersilos für aufbereiteten Brennstoff; Brennstoffmischung und -zufuhr; eine Verbrennungsanlage mit einem Aschenausragssystem; ein Abhitzedampferzeuger; eine Rauchgasreinigungsanlage und ein Abgasüberwachungssystem. In Abbildung 6.49 sind die wesentlichen Bausteine der Spuckstoffverbrennungsanlage dargestellt.

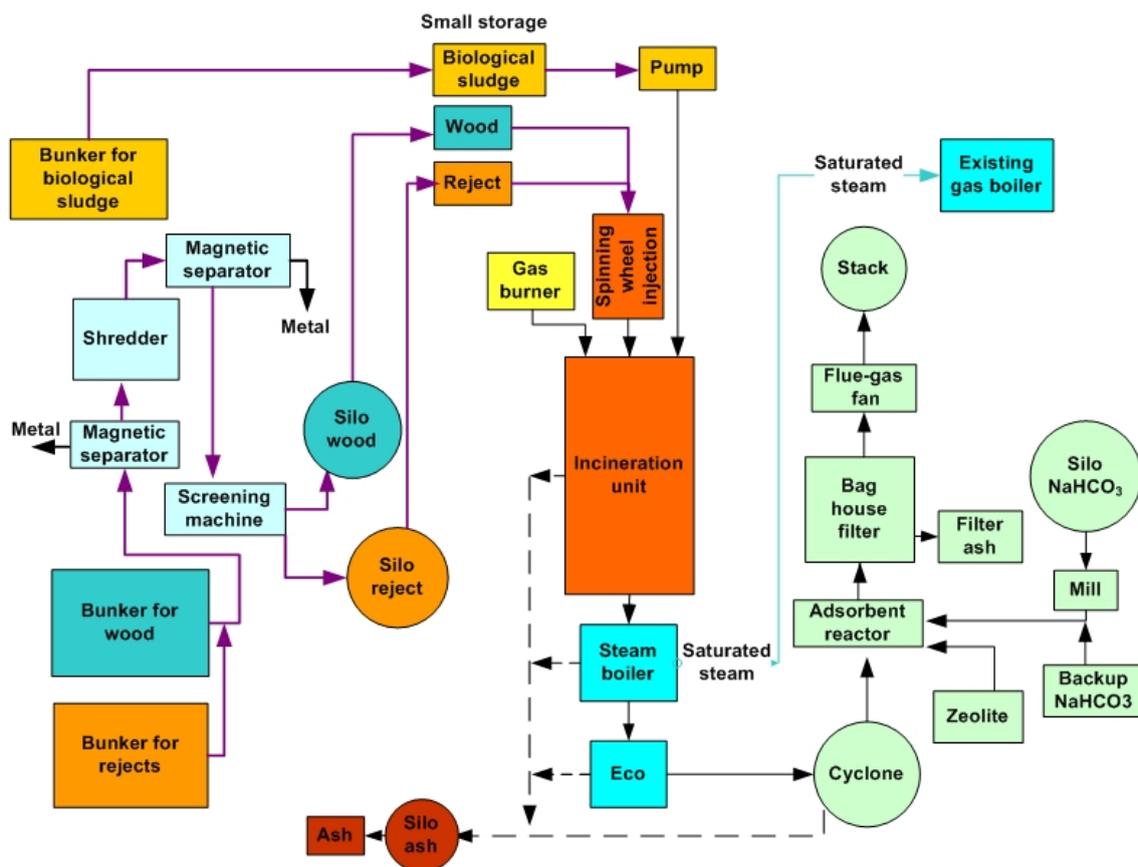


Abbildung 6.49: Flussdiagramm der Anlage zur Energieerzeugung aus Spuckstoffen

In der Verbrennungsanlage können gleichzeitig drei verschiedene Arten von Brennstoffen in unterschiedlichen Verhältnissen eingesetzt werden: Altpapierspuckstoffe, Holz und Abwasserschlamm. In Tabelle 6.34 ist die typische Zusammensetzung und die tatsächlich verbrannte Mischung der Brennstoffe aufgeführt.

Tabelle 6.34: Zusammensetzung des nassen Brennstoffs

Eigenschaften des Brennstoffs	Einheit	Brennstoff			
		Spuckstoffe	Holz	Abwasser	Mischung
Brennstoffverhältnis	-	7,50	5,00	2,50	15
Zusammensetzung					
C	Gewichts-%	21,19	48,36	6,43	27,78
H	Gewichts-%	2,98	4,09	0,98	3,02
O	Gewichts-%	15,80	29,51	3,44	18,31
N ₂ +Ar	Gewichts-%	0,05	0,12	0,80	0,20
S	Gewichts-%	0,02	0,00	0,06	0,02
Asche	Gewichts-%	5,07	2,92	3,29	4,05
H ₂ O	Gewichts-%	54,90	15,00	85,00	46,62
Cl	Gewichts-%	0,26	0,00	0,01	0,13
Summe (ohne Cl)	Gewichts-%	100,00	100,00	100,00	100,00
Unterer Heizwert	kJ/kg	5 898	15 700	340	8 239
Trockensubstanzgehalt	%	45	85	15	53

Quelle: Daten von Beispielanlage [231, Schwarz 2009].

Die Verbrennungseinheit wird mit einem Schleuderradsystem zur Brennstoffzufuhr beschickt. Daher müssen feste Brennstoffe mit einem Schredder zerkleinert werden. Holz und Spuckstoffe werden nacheinander zerkleinert, gesiebt und dann in separaten Brennstoffsilos gelagert. Zusätzlich sind vor und nach dem Schredder Metallabscheidevorrichtungen eingerichtet. Durch das Zerkleinerungsverfahren werden die Brennstoffe gemischt und es entsteht eine gleichmäßige Mischung. Jede Brennstoffsorte wird separat gelagert; dadurch kann das Brennstoffverhältnis gemäß der Brennstoffverfügbarkeit vorausgewählt werden. Abwasserschlämme werden ohne Vorbehandlung mit einer Schlammpumpe in die Verbrennungsanlage gepumpt. Die Ausgangsleistung wird direkt durch die zugeführte Brennstoffmenge gesteuert: dadurch ist die Verbrennungsanlage flexibler. Durch den mittels Schleuderrad verteilten Brennstoff, ist eine normalerweise bei der Rostfeuerung notwendige Vorwärmzone überflüssig. Der Brennprozess erfolgt über die gesamte Fläche des Glutbettes. Auf die Verbrennungszone folgt eine Ausbrandzone, in der das Rauchgas zwei Sekunden lang bei einer Temperatur über 850 °C verbleibt. In diesem Stadium wird zur Verringerung der NO_x-Emissionen eine Harnstoff-Wasser-Mischung in den Ausbrandbereich der Verbrennungsanlage eingedüst. Aus dem Verbrennungsprozess wird in einem stehenden Wasserrohrkessel Dampf erzeugt. In den ersten zwei Zügen werden die Rauchgase in einer Strahlungszone auf 600 °C abgekühlt, gefolgt von Kontaktflächen (Verdampfer und Vorwärmer). Die Heizflächen können prozessgekoppelt mit dampfbetriebenen Rußbläsern gereinigt werden. Der Hochdruckdampf (83 bar(g)), der von der Abfallverbrennungsanlage erzeugt wird, wird mit dem gesättigten Dampf des bestehenden Gaskessels kurz nach dem Dampfsammler des bestehenden Gaskessels gemischt. Die Mischung wird dann im vorhandenen Überhitzer des Gaskessels auf die erforderliche Temperatur gebracht.

Für die Rauchgasreinigung wurde ein System auf Basis eines Trockenverfahrens gewählt. NaHCO₃ und eine Mischung aus Kokskohle und Zeolit werden zu den Rauchgasen zugegeben, um die sauren Gaskomponenten, Dioxine und Furane zu adsorbieren, falls sie auftreten. Die Adsorptionsmittel werden zusammen mit den Restaschepartikeln in einem Schlauchfilter aus dem Rauchgas entfernt. Maßnahmen zur Verringerung der NO_x-Emissionen werden durch die Rauchgasrückführung und die Eindüsung einer Harnstoff-Wasser-Mischung in die Ausbrandzone umgesetzt.

Erreichter Umweltnutzen

Mit der Verbrennungsanlage können teilweise fossile Brennstoffe zur Energieerzeugung ersetzt werden (zum Anfahren wird noch immer Hilfsbrennstoff benötigt). Die Verbrennung von

Spuckstoffen stellt ein wirksames Verfahren zur Minimierung des Abfallvolumens und zur Verwertung des Heizwerts der organischen Fraktionen dar. Der Transport von Abfall wird vermieden, da die Spuckstoffe vor Ort behandelt werden. Die tatsächlich erzielten Abgasemissionswerte sind wesentlich niedriger als die vorgeschriebenen Grenzwerte (siehe Tabelle 6.35).

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die erzielten Emissionen für die Verbrennungsanlage sind in Tabelle 6.35 dargestellt.

Tabelle 6.35: Emissionsdaten der Beispielanlage MM Hirschwang, Österreich

Parameter	Einheit	Tagesmittelwerte, 2006 (Bereich in %) (1)	Jahresmittelwerte, 2008	Messung	Grenzwerte als Tagesmittelwert (2)
Staub	mg/Nm ³	0,2 (± 50 %)	0,1	Kontinuierlich	10
SO ₂	mg/Nm ³	2,7 (± 50 %)	3,9	Kontinuierlich	50
NO _X	mg/Nm ³	170,0 (± 15 %)	171,3	Kontinuierlich	200
CO	mg/Nm ³	4,6 (± 65 %)	2,3	Kontinuierlich	50
TOC	mg/Nm ³	0,8 (± 55 %)	1,8	Kontinuierlich	10
HCl	mg/Nm ³	4,9 (± 40 %)	5,3	Kontinuierlich	10
Dioxin und Furane	ng/Nm ³	-	0,0054 (3)	Alle 6 Monate	0,1 (3)
Hg	mg/Nm ³	-	0,0085	Alle 6 Monate	0,05
Cd und Ti	mg/Nm ³	-	0,002 (4)	Alle 6 Monate	0,05 (4)

(1) Daten aus Messberichten (typische Werte aus dem Jahr 2006).
(2) Entsprechend der deutschen siebzehnten Verordnung zur Durchführung des Bundes-Immissionsschutzgesetzes (Verordnung über Verbrennungsanlagen für Abfälle und ähnliche brennbare Stoffe). Die Werte beziehen sich auf Standardtemperatur und Standarddruck (0°C, 1 bar, trockenes Gas) und auf einen Sauerstoffgehalt von 11 Vol%.
(3) Mittelwert für einen Messzeitraum von 6 – 8 Stunden.
(4) Mittelwert für einen Messzeitraum von 0,5 – 8 Stunden.
Quelle: [231, Schwarz 2009]

Die Anlage kann unterschiedliche Brennstoffzusammensetzungen und einen wechselnden Brennstoffwassergehalt verarbeiten und diese schwankenden Bedingungen automatisch überwachen. Im Bereich des Materialtransports und der Materiallagerung neigen die nassen Spuckstoffe dazu, zu verhärten, so dass das Siloaustragssystem verstärkt werden muss. Außerdem sind Optimierungen des Aschefördersystems erforderlich; eine senkrechte Förderschnecke wird durch ein Becherwerk ersetzt. Bei mehreren manuellen Kesselreinigungen, die zweimal jährlich erfolgen, wurden keine Anzeichen für Korrosion festgestellt, was zeigt, dass das Material ordnungsgemäß verwendet und die Temperaturprofile im Kessel korrekt vorausgesehen wurden.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die Asche aus der Verbrennungsanlage, die Asche aus dem Abhitzekegel sowie die Asche aus dem Zyklon werden gesammelt und dann in das Aschesilo transportiert (1,6 – 2,1 Tonnen/Tag, hauptsächlich Rostasche). Filterasche aus dem Schlauchfilter besteht aus umgesetzten Zusatzstoffen und Staub (circa 0,3 Tonnen umgesetzte Zusatzstoffe/Tag und 0,06 Tonnen Staub/Tag). Die Filterasche wird in große Säcke gefüllt und muss weitergehend behandelt werden, bevor sie auf einer Deponie für Rückstände entsorgt werden kann. In Österreich wird sie zur Aushärtung mit Wasser und Zement gemischt, so dass auf der Deponie für Rückstände kein Eluat entweichen kann.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Dieses Konzept kann auch bei kleineren Fabriken ab einer Feuerungswärmeleistung von 5 MW_{th} angewendet werden. Das System mit Schleuderradzufuhr kann für verschiedene Brennstoffarten verwendet werden. In diesem Fall können drei verschiedene Brennstoffe gleichzeitig verwendet werden, wobei die Brennstoffverhältnisse verändert werden können. Das Brennstoffmesssystem der Verbrennung benötigt Brennstoff mit einer maximalen Größe von 11 cm in der Summe aus Länge + Breite + Höhe, wobei die maximale Länge einer Seite 5 cm nicht überschreiten sollte. Der Brennstoff darf nicht klebrig und der Wassergehalt sollte niedriger als 50 % sein. Die Verbrennungsanlagen werden mit einer Feuerungswärmeleistung von 5 MW_{th} bis 30 MW_{th} beaufschlagt.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Für die Beispielanlage, in der circa 15 000 Tonnen gemischte Brennstoffe (53 % Trockensubstanzgehalt) pro Jahr verbrannt werden, liegen die erforderlichen Investitionen bei circa 5 – 6 Millionen Euro und die Betriebskosten belaufen sich auf circa 0,5 – 0,6 Millionen Euro/Jahr. Es kann mit Einsparungen von circa 1,3 Millionen Euro gerechnet werden (abhängig von den Entsorgungskosten und den Kosten für fossile Brennstoffe). Die Feuerungswärmeleistung beträgt 4,8 MW_{th}.

Wichtiger Grund für die Einführung

In der Anlage wird Karton aus Altpapier hergestellt und es musste eine Lösung für den Umgang mit den Spuckstoffen aus der Altpapierverarbeitung gefunden werden (Spuckstoffe und Abwasserschlämme aus der biologischen Behandlungsanlage). Bis Ende 2003 wurden die Spuckstoffe auf der firmeneigenen Deponie entsorgt und der Abwasserschlämme wurde zu einer Kompostierungsanlage gebracht. Aufgrund einer neuen Deponieverordnung in Österreich ab Anfang 2004, die die Entsorgung von Abfall mit einem Kohlenstoffgehalt von mehr als 5 % nicht erlaubt, wurde nach einer alternativen Lösung für die Deponierung des Abfalls gesucht. Die Lösung wurde in einer Abfallverbrennungsanlage gefunden.

Anlagenbeispiele

Kartonfabrik Mayr-Melnhof in Hirschwang (Österreich); Restmüllheizkraftwerk in Böblingen (Deutschland).

Referenzliteratur

[231, Schwarz 2009], [232, Symposium Slovenia 2007], [234, Schwarz 2007],
[235, Schwarz 2007].

6.4 Emerging techniques

No emerging techniques were reported.

7 PAPERMAKING AND RELATED PROCESSES

This section describes paper and board production of the major grades being manufactured in European paper mills.

For integrated paper mills, the reader should also refer to the relevant process-specific information for the pulping processes or the processing of paper for recycling that applies (Chapters 3 to 6 of this document). Chapter 2 about general processes and techniques applies in addition to the process-specific chapters.

During the production of different paper grades, either virgin fibres (chemical or mechanical pulps) or recycled fibres are used as the main raw materials. In Europe, there are also a large number of mills manufacturing papers with a mixture of fibrous materials. At the time of writing (2013), the composition of the raw material used for paper is influenced more than ever before by the cost of the individual components. The composition of raw materials used for paper manufacturing (e.g. fibrous material, mineral fillers, coating) has a major effect on the total production costs, the product quality and the environmental impact of the process. The manufacturing of fibres used for papermaking has been described in Chapters 3 to 6. In this chapter, paper and board manufacturing is described independently from pulp manufacturing. This approach is considered to be reasonable because the same unit processes in the paper and board machine are required in every paper mill. The description of papermaking as a part of integrated pulp mills would increase the complexity of the technical description. Finally, in numbers, most paper mills in Europe are non-integrated mills.

Although there are a wide variety of paper products and different process layouts in paper mills almost all types of paper- and board-making processes have the following basic units:

- stock preparation;
- approach flow system;
- a paper and board machine consisting of:
 - a headbox that introduces the suspension of fibres to the wire and creates a uniform dispersion of fibres across the total width of the wire belt,
 - a wire section that drains paper web to around 12 – 20 % solids,
 - a press section that removes more water out of the web by pressing down to about 50 % moisture content,
 - a drying section that removes the rest of the moisture by heating the web with drying cylinders,
 - a reeler that reels the paper web into a roll;
- on-line aggregates (e.g. calender, sizer, coater);
- depending on the paper and board grade, there are additional process units (optional) like calenders, sizer, coaters, a coating colour kitchen, winders, rewinders, sheeting plant and a roll wrapping station.

In the following section, the basic units of paper manufacturing are described. The main papermaking additives and chemicals are included in these descriptions. Because papermaking is a sector that requires large amounts of water, a paragraph about water circuits is included. Coating and important finishing processes are also covered.

7.1 Applied processes and techniques

7.1.1 Stock preparation

Stock preparation is a process that converts raw stock into finished stock (furnish) for the production of paper. The furnish is prepared for the paper machine by blending different pulps, dilution and the addition of chemicals. The raw stocks used are the various types of chemical pulp, mechanical pulp, and paper for recycling and their mixtures. The quality of the finished stock essentially determines the properties of the paper produced. Raw stock is available in the form of bales, loose material, or, in the case of integrated mills, as suspensions.

Stock preparation consists of several process steps that are adapted to one another and include fibre disintegration, cleaning, fibre modification and storage and mixing. These systems differ considerably depending on the raw stock used and on the quality of furnish required. For instance, in the case of pulp being pumped directly from the pulp mill, the slushing and deflaking stages are omitted.

Stock preparation removes impurities and air and conditions the strength properties of the fibres (refining). Chemicals are added to the process to affect the final quality of the paper sheet (resins, wet strength agents, colours, fillers). In non-integrated mills the fibres are normally received with around a 10% moisture content. They are suspended in a pulper to create a suspension that can be pumped. Undissolved impurities are removed from the slurry by screening (screens) and cleaning (centrifugal cleaners). The objective of screening is the removal of interfering substances from the fibres. The acceptable fibre suspension is passed through a screen with apertures in the form of slots or round holes, while the impurities are separated and rejected by the screen. Furthermore, the fibre suspension is cleaned in a centrifugal cleaner (hydrocyclones). A distinction is made between heavy-particle and light-particle cleaners, depending on the purpose of separation. Most cleaners are multistage systems (up to five stages).

To improve the bonding ability of the individual fibres in order to strengthen the paper, refining is usually carried out. Refining is also done to condition the fibres to create the required properties of the finished product. Refining is carried out in refiners equipped, for example, with rotating disks (or rotating disks combined with stationary disks) between which the stock is treated. The space between the disks can be adjusted, depending on the degree of refining desired and to control the fibre properties. The electrical energy consumed in refining as part of the papermaking process is usually in the range of 10 kWh/t to 500 kWh/t for most papers but can be up to 3 000 kWh/t for speciality papers. Thus for a non-integrated paper mill using chemical pulp, refining represents the largest use of electrical energy (drying being the largest use of heat). Practically all of the energy input to this refining will be turned into heat (heating the process water) and there is no option here for energy recovery, although this heat generated contributes to the elevated temperature sought in the process.

Complete stock preparation for a paper machine usually consists of several lines where different raw stocks are prepared. The processing of broke from the paper machine is also part of this process (see Section 7.1.4). Finally, the pulp is pumped to the storage chests or mixing chests. These chests serve as a buffer between the stock preparation and the actual paper machine, to secure process continuity. In mixing chests, prepared stocks are mixed in proportions for the particular grade of paper to be made, the required additives are added and the required fibre consistency is adjusted. Storage chests or mixing chests might be substituted by advanced stock tower controls and in-line mixing.

7.1.2 Paper machine

In the paper machine, the paper is formed and most of the properties of the paper are determined. The paper machine is actually a large dewatering device consisting of a headbox, a wire section, press section and dryer section. The most common machine design to date is the Fourdrinier forming process in which the sheet is formed onto a continuous horizontal wire or fabric onto which the suspension of fibres is supplied from the headbox. Also, twin wire formers are used for web formation. In twin wire formers, the fibre suspension is fed between two wires operating at the same speed where the water is drained in two directions. There are different types of twin wire formers (e.g. gap formers). In gap formers, the diluted stock is injected directly into the gap between the two wires. A third alternative is to combine the Fourdrinier and a top wire. These are referred to as hybrid formers.

Figure 7.1 shows the key features of a twin wire paper machine.

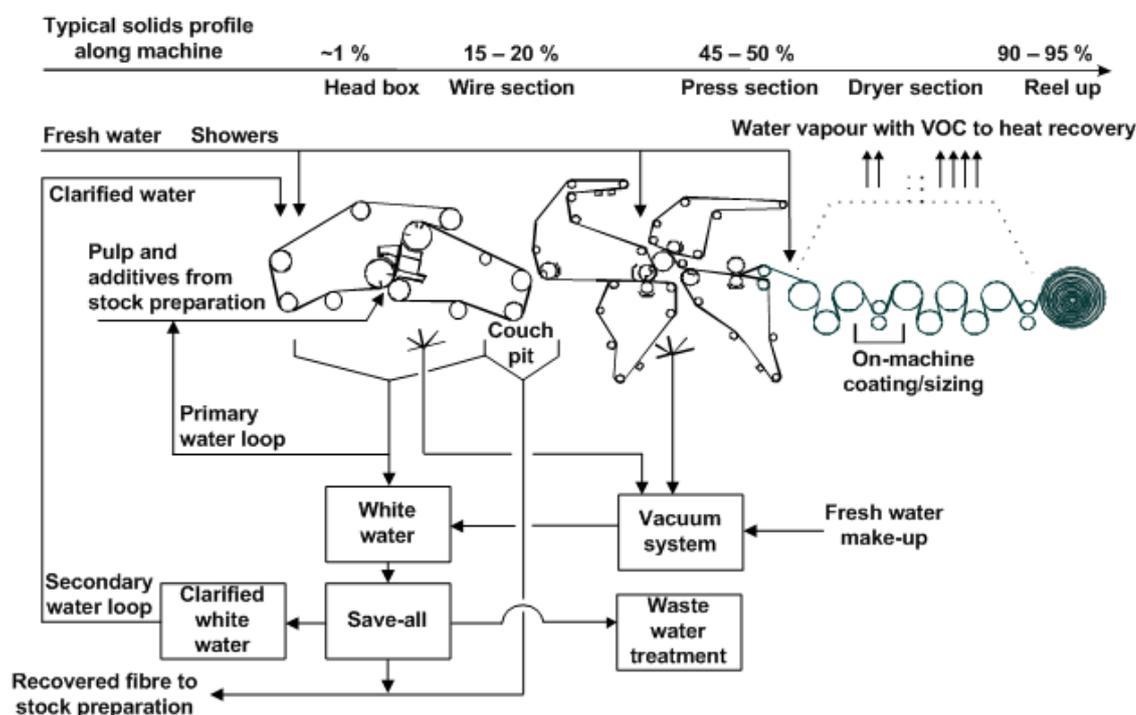


Figure 7.1: Key features of a twin wire paper machine

Paper is made by feeding a dilute suspension of fibres, fillers (optional), dyes and other chemicals onto a fine wire mesh through which the water drains away, leaving a web of fibres, fines and fillers on the mesh. The fibre slurry, which at the wet end of the paper machine is typically between 0.2% and 1.5% consistency, is pumped to the wire section via the headbox. The objective of the headbox is to create a uniform dispersion of fibres across the total width of the papermaking wire, in order to achieve a uniform paper formation and grammage distribution. The water drains through the wire aided by 'dewatering elements'. Examples of these are rolls, foils and vacuum boxes below the wire. After typically 10 m, the web of paper is formed. In a twin wire former, additional dewatering pressure is formed by the fabric tension over a curved surface of blades or a roll. By the time the paper web has drained to around 10-20% solids on the wire, the web is self-supporting and can be carried away from the wire and on to the subsequent pressing and drying stages. Machine speeds vary considerably, with the web on the fastest machines, typically newsprint, travelling up to 2000 m/min with a web width of 11 m. Tissue machines, although generally of narrower width, now run at speeds in excess of 2500 m/min. Some machines operate with several forming sections for making multi-ply papers or boards.

The paper web passes into a press section supported on felts between rollers and through vacuum sections to remove more water (final dryness of about 50 % moisture content) and then through the drying section. The drying is normally done using steam-heated cylinders enclosed in a hood. In the dryer section, the web is dried to the final dry content of 90 – 95 %. Practically all the heat used for drying ends up in the hood as exhaust air. The temperature of the exhaust air is normally 80 – 85 °C and the humidity is 140 – 160 g H₂O/kg dry air. A part of the moisture (about 1 – 1.5 m³/t of paper) is driven off to the atmosphere. For economic reasons, all paper mills have installed heat recovery systems. Figure 7.2 shows a schematic picture of an example of the drying and heat recovery section of a paper machine.

In the first heat exchanger of the heat recovery system, heat is recovered in order to heat the incoming supplied air. The next heat exchanger is for the heating of incoming fresh water. In some cases, heat is also recovered to the wire pit water to compensate for the heat losses at the wet end. The last heat exchanger is for circulation water. The circulation water is used to heat the incoming ventilation air. The supply air and shower water are heated to their final temperatures (90 – 95 °C and 45 – 60 °C respectively) using steam.

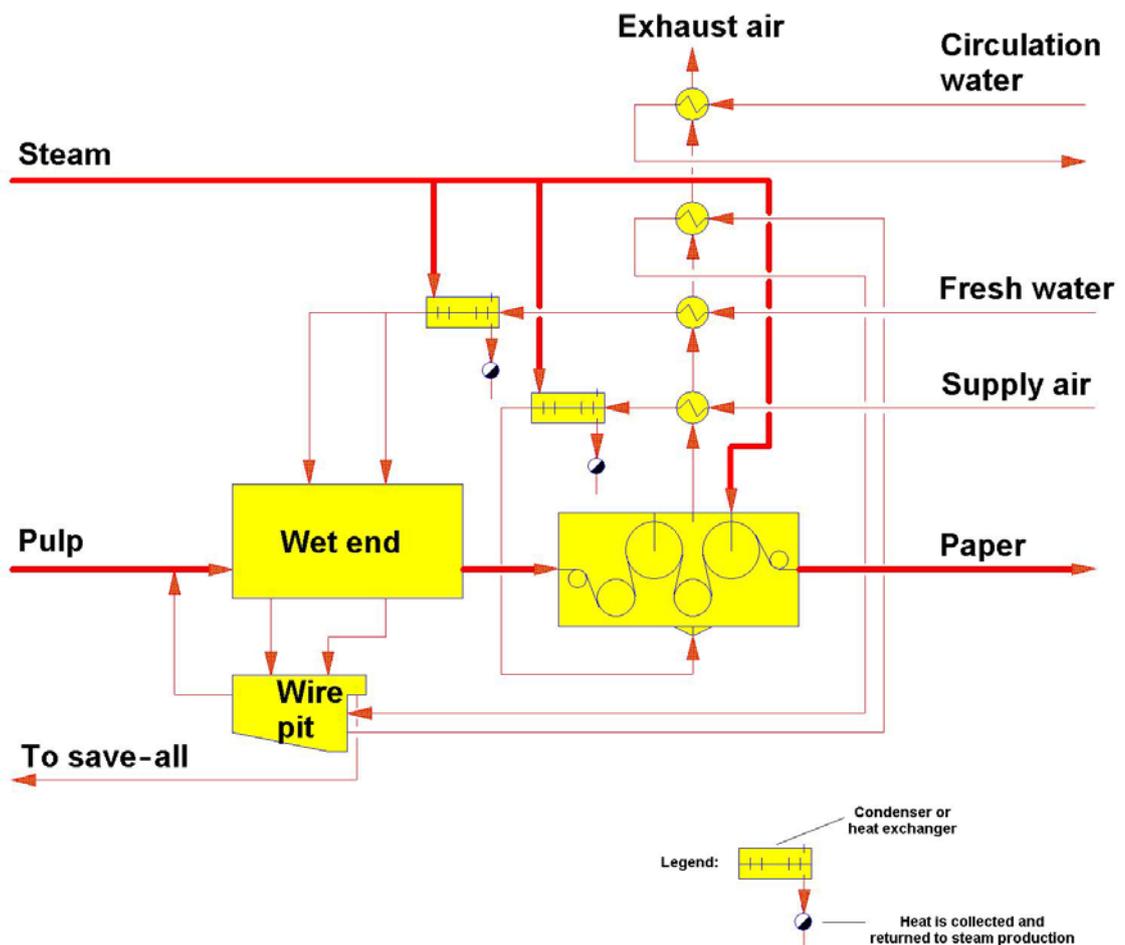


Figure 7.2: Paper machine heat recovery system

Table 7.1 shows an example of heat flows in a typical large, modern paper machine. The production capacity of the machine is 240 120 t/yr (667 t/d). The dry content of the web entering the dryer section is 44.5 % and leaving is 91 % dryness. The temperature of the exhaust air is 82 °C and the humidity is 160 g H₂O/kg dry air. The values are for Scandinavian winter conditions. In countries with a warmer climate, there is no need for the heating of circulation water that is used for machine room heating. Heat recovery to the circulation water decreases or disappears and the exhaust to atmosphere increases correspondingly.

Table 7.1: Example of heat recovery and heat losses of a paper machine with a production of 667 t/d

Sources of heat recovery	Destination of heat flow from the drying section	Distribution of heat (%)
Supply air	1.8 MW _{th} or 233 MJ/t	6
Wire pit water	3.6 MW _{th} or 466 MJ/t	11
Fresh water	5.5 MW _{th} or 712 MJ/t	19
Circulation water	8.0 MW _{th} or 1 036 MJ/t	27
Exhaust to atmosphere	10.8 MW _{th} or 1 399 MJ/t	37
Total (Exhaust air from hood)	29.7 MW _{th} or 3 847 MJ/t	100
<i>Source: Valmet, 1998.</i>		

One alternative to drying the paper for the production of light-weight machine-glazed paper or conventional tissue is the use of a large diameter, heated 'Yankee' cylinder on the machine. The drying of the paper web is carried out during one rotation of the cylinder.

In a simple papermaking set-up, the paper may then be reeled and sent for cutting and finishing. In more complex cases, a variety of different stages are incorporated within the machine, e.g. a film press where starch and other chemicals are applied on the surface of the paper by dipping or spraying, with residual water being removed in a short after-drying section.

In most applications, the edges of the web are continually trimmed with cutting water jets, into the couch pit, as it leaves the wire. Whenever the web breaks (it can happen a number of times per day), there is a considerable loss of paper. Similar losses occur on regular start-ups. All of this paper, termed 'broke', is repulped and returned to the stock chests in the stock preparation area. Losses of dry paper may be repulped immediately or stored and reintroduced later to the system. Coloured or coated broke is recycled if possible but sometimes needs to be bleached or chemically treated first (see Section 7.1.4).

There is a continuous need to prevent the build-up of solids on the fast-moving wires, felts or rollers as these would quickly lead to web breaks. The showers or sprays for this purpose are the primary consumers of fresh water and/or cleaned water in the system. Vacuum systems can also consume substantial amounts of fresh water. However, water-free vacuum systems are also available (see Section 2.9.6.2.1).

The retention of solids (fibres, fines and fillers) and solubles (added chemicals, organic material from the pulp, etc.) in the paper web, rather than passing them through the mesh and allowing them to remain in the water circuit, is important. It affects the likely destination of any substance – either to the product or to the effluent. On-line consistency monitoring is often used to stabilise retention. The retention of solids on the wire can be increased by the addition of retention aids (chemicals improving retention), and this is normal practice for most paper grades. However, this is constrained for some grades by product quality.

7.1.3 Water circuits and fibre recovery

The water system of a paper mill may consist of three water loops: the primary, the secondary and, in some cases (e.g. RCF packaging paper mills), the tertiary circuits. A scheme of the water circuits in a paper mill is shown in Figure 7.3.

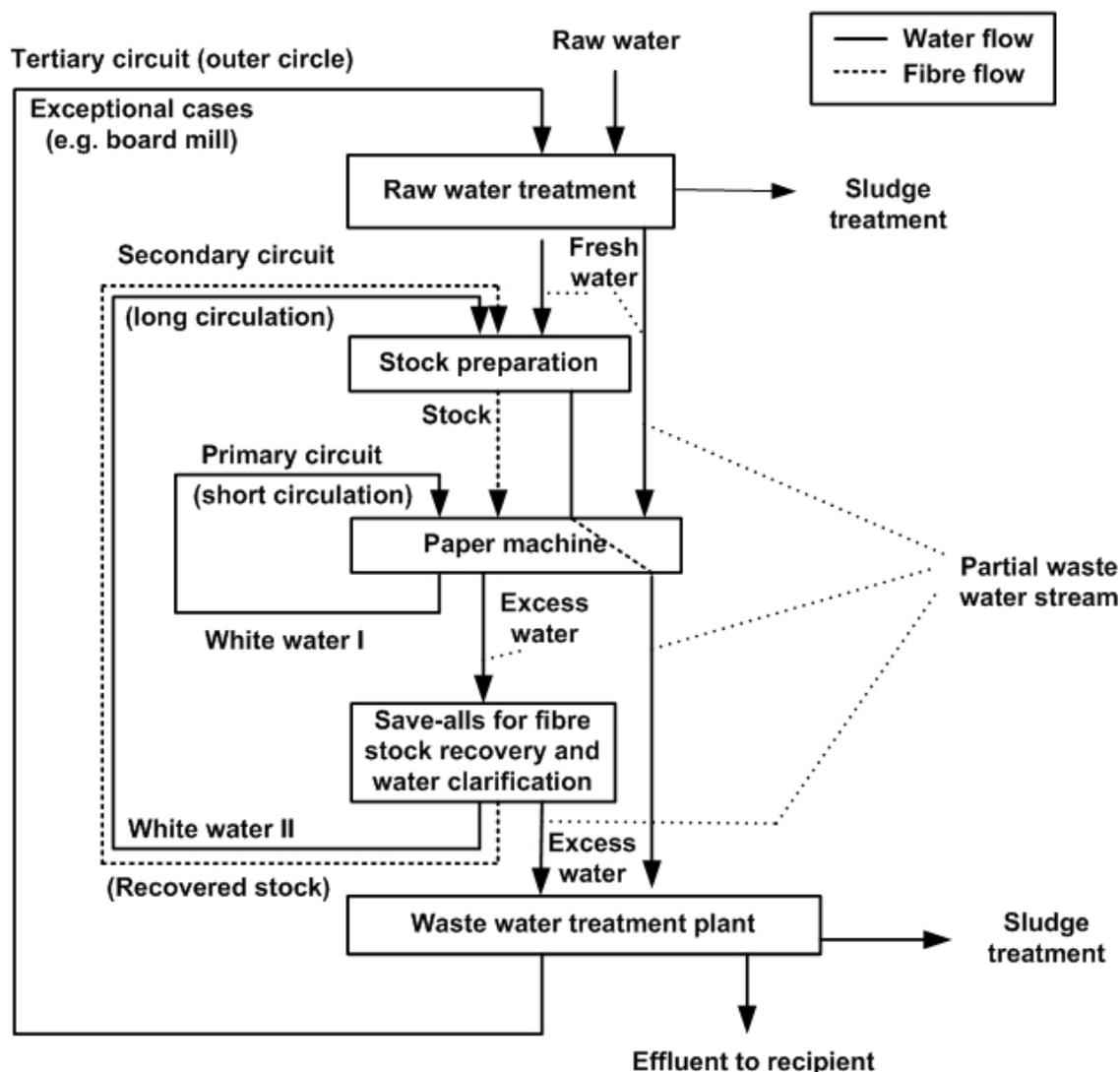


Figure 7.3: Simplified scheme of water and stock streams in a paper mill

In the primary circuit (short circulation), the fibre-, fines- and filler-rich water obtained in the sheet-forming zone of the wire section (white water I) is recycled for stock dilution in the stock approach flow system. The primary circuit is kept as closed as possible.

Excess water from the sheet-forming section, suction and press water, as well as cleaning water is called white water II and is circulated in the secondary circuit (long circulation). The white water draining from the wire is typically treated through a 'save-all', which may be a sedimentation plant, flotation plant or a filtration unit (a drum or disc filter). This water is called clarified water.

A disc filter precoated/conditioned with raw pulp produces stocks with the highest consistency (10 – 30 %) and is designed to produce a three-way (or four-way) separation of the white water into fibre. The first draw is cloudy water and the subsequent draws are clear and super clear filtrate. The cloudy filtrate is usually recycled back to the filter as dilution water, but can also replace fresh water in the process or be used for the dilution of the stock. A higher recycling rate of cloudy filtrate back to the disc filter results in a cleaner filtrate. The concentration of suspended solids in the clear filtrate (fines and fillers) is usually about 10 – 150 mg/l for virgin pulp or 100 – 400 mg/l for recycled pulp.

Flotation systems are also used as save-alls. Under operational conditions, the efficiency of flotation for solids removal is up to 90 %, resulting in a concentration of suspended solids of 10 – 50 mg/l (for virgin pulp). The consistency of the floated sludge is between 3 % and 10 %. Flotation plants consist of a clarifying basin with sludge removal, aeration equipment for a partial

stream of clarified water, and a dosing plant for the flotation chemicals. The advantage of flotation is that small-sized colloidal material can also be removed (if suitably flocculated prior to flotation). This is a great advantage in paper recycling plants (see Section 6.3.11 with deinking, where a large part of the solid material in the process water is colloidal; in a deinking plant, the floated sludge is pumped to sludge dewatering instead of being recycled to the process).

Sedimentation installations are suitable for the clarification of filler-loaded process water but necessitate large volumes and therefore a large space requirement.

The fibre stream that is recovered in save-alls is returned to the stock chest and the different quality waters are returned to different uses relevant to their quality where replacing fresh water.

The tertiary circuit contains excess water from the secondary circuit and, in addition, all other process water which is not, or is not directly, reusable because of its degree of contamination. It is treated in chemimechanical and/or biological waste water treatment plants. The reuse of treated waste water is not applicable for all paper grades but mainly to some RCF packaging paper mills and in rare cases, to RCF newsprint mills (only one example mill). In those cases, purified water is partially returned to the process (5 – 30%). Closed water circuits are only realised in a few paper mills producing corrugated medium-based on processing paper for recycling (see Section 6.3.4) or board.

This description shows that a very large quantity of water is involved at the wet end of a paper machine and there is usually a high degree of water recirculation in different water loops. About 1 – 2 m³ of process water per tonne of paper is usually evaporated in the dryer section of a machine and is lost from the process. 'Dry' paper in equilibrium with the normal atmosphere is around 6 – 10% water.

7.1.4 Broke system

The term 'broke' refers to any paper formed from the beginning of the papermaking process to the finished product that has never been shipped to the customer. Broke will exist in many forms and varying quantities and it will always be generated by the papermaking process.

The main goal of a broke system is to return the paper fibre back to the process with no disruption in the uniformity and quality of the stock flowing to the paper machine. Every paper machine is different. There are no two paper machines that are exactly the same, even machines producing the same paper grades. It follows, therefore, that no two broke systems are alike (from a chemical point of view).

The amount of broke produced during papermaking is normally 5 – 20% of the machine's capacity. Sometimes it can even reach 50% of normal production.

Depending on the particular case, machine broke will be generated at different locations. Broke is produced during web breaks. Wet broke is even generated during normal operation in the form of edge trimming at the wire section, and dry broke is produced during start-ups, grade changes and during all finishing operations. The broke pulps originating from the wet and dry ends of the paper machine are not identical in terms of their papermaking characteristics.

On coated paper machines, the broke system needs different storage towers for uncoated and coated broke. Figure 7.4 shows a possible layout for a broke system of a paper mill manufacturing coated paper. Broke pulp is pumped from the storage towers to the thickeners, where excess water is removed. Thicker broke is fed to the broke dosage chest, where the coated and uncoated broke are mixed together. After the broke dosage chest, the broke is cleaned in several stages to minimise the waste broke which cannot be recirculated to the process. The cleaned broke is discharged to the main line mixing chest, from where the final papermaking furnish is pumped

through additional cleaning to the paper machine. Uncoated and coated broke are stored in separate tanks.

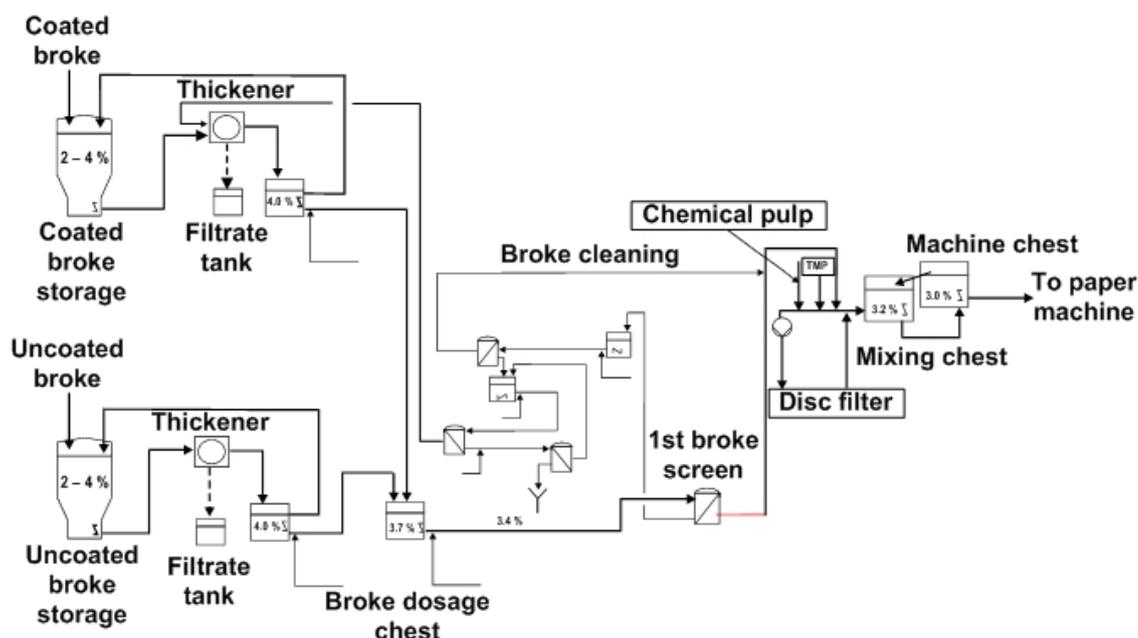


Figure 7.4: Possible layout of a broke system in a paper mill manufacturing coated paper

7.1.5 Sizing (optional)

Usually sizing means wet-end sizing where starch or synthetic sizing agents are added directly to the furnish to reduce the natural absorption capacity of the paper. In sizing, starch or other sizing agents are applied to the fibre matrix to increase the strength of the base paper web and to modify the surface properties with respect to liquid uptake during writing, printing or coating. Wet-end sizing is applied for instance to fine papers and some special paper grades.

The potential environmental impact of size application is mainly the releases to water. If sizes are added to the paper stock, a significantly higher concentration of COD in the water circuits can be measured. Also, the repulping of sized broke somewhat increases the COD in the water circuits. For instance, the repulping of starch-coated broke is one of the main sources of COD effluents in the writing and fine paper sector.

Sizing may also be applied to the surface of the paper sheet (surface sizing) to avoid dusting (linting) of the paper in offset printing processes. Surface sizing also increases the surface strength of the paper. In surface sizing, the web is passed through the sizing liquor pond, which is located above a roll nip that presses on the web (size press). As a result, the paper web absorbs the sizing liquor. The amount of sizing agent taken up depends on the dry content of the web which can reach 98 % before the size press.

Size press technology has advanced, with the film size press becoming the norm in preference to the older flooded pond two-roll technology. Film size presses involve the application of a controlled amount of water-based size mixture evenly to the paper sheet by first creating a uniform film thickness on an adjacent roll and then transferring the film onto the paper sheet as if printing the size film onto the paper. The water applied in the size press is evaporated in the after-dryer section. Film size presses are mainly used for printing and writing papers and packaging grades made from recycled fibre. If size is applied by a film size press, only relatively small amounts of concentrated size have to be discharged when operational conditions are changed.

Although size press treatment is a form of paper coating to improve its surface properties, the term 'coating' is usually reserved for the application of a pigmented slurry to the surface of the paper in order to improve printability or for other specialist applications.

7.1.6 Coating (optional)

Paper composed only of individual fibres has a relatively rough surface. Since this roughness has a negative effect on print quality, a large amount of paper and board is coated in order to attain a smooth surface for printing. The term 'coating' describes the application of a mixture of water, white pigments, binder, and various additives to one or both sides of the surface of the paper in order to create specific surface properties. Paper may be coated either with equipment that is an integral part of the paper machine (on-machine) or on separate coating equipment (off-machine). The coated sheet is first dried by infrared radiation, by hot air or by a combination of an infrared and a hot air dryer and finally a short steam-heated cylinder section.

The composition of the coating colour is largely determined by the demands made on the surface of the paper by the particular printing process. Coatings can be complex mixtures of ingredients and usually require preparation before use. The coating colour preparation is carried out in the 'coating kitchen' where the coating chemicals are mixed and adjusted. The finished coating colour is screened before entering the coating machine. Some raw materials may be received wet for easier handling and to avoid any dust problems. All coatings will contain some sort of binder, which is mainly carboxylated styrene-butadiene, styrene-acrylonitrile, or acrylic latexes. Starch may be used for added stiffness and will typically be cooked prior to use. Stearates (Ca and NH₄) are used to provide lubrication during the calendaring process and to provide surface texture. Pigments such as fine clay, talc, or calcium carbonate will be used, as will colours, brighteners and other low volume speciality chemicals.

Coating machines consist of an unwinder, a coating station or stations (coating application unit), a drying section (infrared, hot-air and heated cylinders) and a reel. For optimal operation, various control measurements are installed.

Nearly all coatings are water-based and applied with a roller, air knife, size press, blade and bar and more recently curtain colour coating systems. The objective is to apply a consistent and uniform thickness of coating material to the paper sheet. Every coating system needs a specific coating colour in which solid content and viscosity have to be settled for reaching the best runnability and paper quality results. Air knives work at about 30 – 50 % solids, others about 50 – 70 %. The coating slurry is generally recirculated through the system with constant filtering to remove fibres and other contamination in order to maintain the slurry quality. These filters will be cleaned at regular intervals thus generating a concentrated waste stream.

There are different grades of coated paper and boards. However, the classification of coated grades has not yet been standardised. Certain terms for describing the major types of coated paper and board are used throughout Europe. They are described below.

Art paper

The term refers to wood-free or paper containing only a small amount of wood that is coated on both sides. The weight of the coating exceeds 20 g/m² per side, resulting in the complete coverage of the fibre structure of the paper. Up to three coats are applied to each side to obtain the high quality required. This paper is used for high-quality printed products.

Machine-coated papers

This grade includes both wood-free paper and wood-containing paper with a coat weight of up to 25 g/m² per side. Higher weights are often obtained by applying a double coat. The coating formulations are normally simpler than those for art paper. Machine-coated papers are used mainly for printing purposes.

Light-weight coated (LWC) papers

These papers contain high amounts of wood fibres and have coat weights in the range of 5 – 12 g/m² per side. They are mass-produced papers and are used for the production of catalogues, magazines, advertising pamphlets, etc. The weight ranges have been extended below these limits (ULWC = ultra-LWC) and also above them (MWC = medium-weight coated and HWC = heavy-weight coated). Today the heavy grades are often provided with a double coat and are, consequently, grouped with machine-coated grades.

Folding boxboard and chromoboard

In these grades of board, the white topline is coated on the board machine. The remaining layers of board can consist of bleached or unbleached pulp or of paper for recycling. The coating weight is in the range of 12 – 33 g/m² and the coat is normally comprised of a precoat and a topcoat. More recently, three coating layers have also been applied. The board is rarely coated on the reverse side.

Depending on the operation of the coating kitchen, the coating application and the measures in place for recovery or separate treatment of effluents which contain coating colour, relevant releases to water can occur (see Sections 7.3.5 and 7.3.6). In some applications, somewhat increased concentrations of volatile organic compounds (VOC) can be measured in the exhaust gases of the drying hood.

Potential releases to water can be caused either by a spill of concentrated coating components (approximately 50 % consistency) from the coating kitchen or coater station or by a spill of diluted coating components from the washing water of tanks and piping. The concentrated discharges can be collected in tanks or mobile containers for solid waste treatment or for recovery of minerals as fillers, after removing the excess water by sedimentation. The diluted streams are collected in tanks, from where they are led to the effluent treatment. Usually, effluents from coating require a separate pretreatment in a flocculation plant (see Section 7.3.6). Otherwise, coating waste water may cause disturbances in the performance of the biological waste water treatment plant. In recent years, the membrane filtration technology described in Section 7.3.5 has produced good results in the recycling of coating colour. Applications in Finland, Sweden, France and Germany recover coating colour back to the coating kitchen where it is proportioned to the fresh coating colour. Coated broke is normally repulped so that some of the coatings are returned to the water circuit.

7.1.7 Dyeing of paper (optional)

Coloured papers are obtained by dyeing the paper stock or the paper surface (size press, paper coating). Optically brightened papers can be produced in the same manner.

Stock dyeing is the most widely used type of paper dyeing. Dyes, pigments, and optical brighteners are added either batch-wise in the pulper or mixing chest or introduced continuously into the stock flow. Continuous addition has the advantage of a shorter zone in the stock line that must be cleaned when the colour is changed. However, because of the lower contact time compared to batch addition, a lower colour yield is obtained for intensely coloured papers and more complex equipment is required for this dyeing process.

When the surface of the paper is coloured in the size press, the dyes are added to the size press liquor. Surface dyeing has gained acceptance only in individual cases because uniform dyeing of the paper is difficult to achieve. However, this process has the advantage of the absence of dyes in the water circuits.

Surfaces of papers can also be coloured by coating. In normal coating (see Section 7.1.6), the surface of the paper or board is covered with a pigment coating. In the case of coloured coatings, the starting material is the white coating mixture, and the desired shade is attained by adding a dispersion of an organic or inorganic pigment.

Depending on the fibrous material to be dyed and the intended purpose of the paper, different types of pigments and dyes are used as basic dyes (cationic dyes), direct dyes, and acid dyes. Additionally, fixing agents and other additives are used to improve dye fixation and to obtain better dyeing results. Inorganic pigments or organic pigments (e.g. azo and phthalocyanine types) and carbon black are pigments used for paper dyeing.

The potential environmental impact of dyeing is mainly the releases to water. Especially in mills with several changes of tints or shades per day, the water circuits have to be cleaned after a certain time. Usually, the paper mills work in campaigns producing first the paler tints, changing step by step to the deeper tints. The colouration of the water then just has to be readjusted. However, when for instance deep green is reached, the water system has to be washed. The coloured waste water is sent to the external recipient via the waste water treatment plant. Several times per month, the piping is subjected to a chemical treatment to remove deposits and colour in the piping. In some mills, elemental chlorine and hypochlorite are used as cleaning agents.

7.1.8 Addition of chemicals

Apart from the main raw materials, i.e. fibrous material and fillers, papermaking requires the use of various admixtures of chemical additives and auxiliaries. One part serves as a means to achieve certain paper properties (e.g. sizing agents, wet strength agents, dyestuffs, coating colours); the other part improves operations in the production process (e.g. retention agents, anti-foaming agents, cleaning agents, and slimicides).

Chemical additives may be delivered to a site ready for use or prepared on site. Typically, low volume speciality chemicals will be delivered ready for use whereas the higher volume chemicals may be delivered or prepared on site. This holds true for coatings as well as those added to the paper stock.

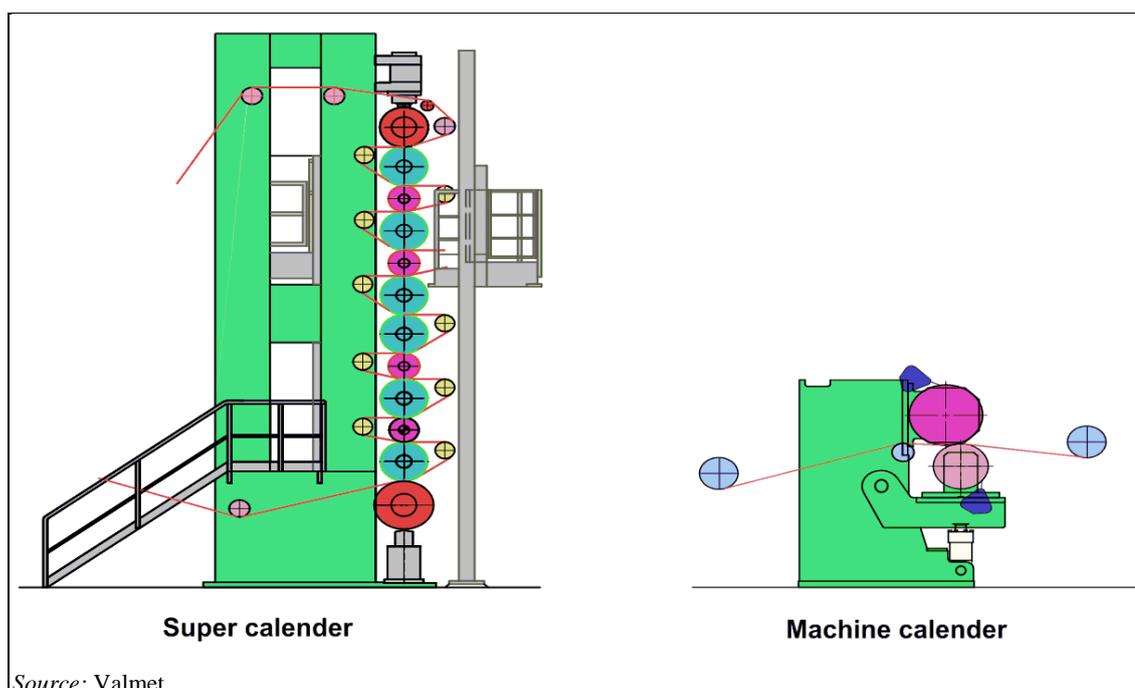
Chemical additives can be added at the wet end with the dilute feedstock or sprayed onto the wire, whereupon they are mixed into the body of the paper, or alternatively by the size press or the coater at the end of the machine where they are added to the surface. In the former case, the chemicals which fail to be retained in the paper web will remain in the water circuit, probably ending up in the effluent. The chemicals remaining in the water circuit may hinder the closing up of the water cycle and may thus have a negative impact on the effectiveness of the waste water treatment plant. However, it depends on the type and quantity of applied chemicals.

Adding chemicals to the surface by spray or by dipping is potentially more controlled and requirements only involve water for washing out and cleaning. However, this is only possible for a few applications. In these few cases, any wash water could be segregated for separate treatment. For example, liquid residues from coating can be treated separately in a precipitation step or by use of ultrafiltration (see Section 7.3.5 and Section 7.3.6).

The main papermaking additives and their environmental properties are discussed in more detail separately in Section 7.2.2.3. and in Section 2.3.2.1.

7.1.9 Calendering (optional)

The objective of calendering is to produce a smooth paper surface that meets the printing and writing requirements for the intended use. In calendering, the web is fed through counteracting press rolls and in this process the surface roughness of the paper is influenced by the action of pressure and temperature. A machine calender consists of two or more chilled cast-iron rolls with very smooth surfaces that are arranged one on top of the other as shown in Figure 7.5. Through calendering, smoothness is gained, but at the same time some other properties like thickness, strength and stiffness are reduced.



Source: Valmet

Figure 7.5: Example of two different calenders: supercalender and machine calender

The web is passed through the nips of these rolls (hard nips). Nowadays, calenders have a heated cast-iron roll combined with a roll with a soft plastic cover (soft nip). Two or more of these are arranged one behind the other. The rolls are heated internally with hot water, steam or heating oil.

For paper grades that require a more smooth and glossy surface, a further finishing is carried out in the supercalender (Figure 7.5). Supercalendering improves the print quality and is used to increase printability, which is necessary in the case of picture printing. Before supercalendering, the web is for some grades checked in rewinders for paper qualities like SC paper and LWC paper. The supercalendering system consists of the reel-off stand, the actual supercalender, and the reel-up stand. The environmental impact of supercalendering is mainly the energy consumption needed for running the machine and heating the rolls.

7.1.10 Reeling/cutting/dispatch

The final paper product will be made to customer specifications such as in rolls or sheets, and with a particular paper weight, colour and finish. The paper machines produce large rolls of paper where the width of the paper web is determined by trimming the sides of the web at the wet end of the machine. Sharp rotary knives or guillotines trim rolls or sheet sizes to the required specifications before wrapping for dispatch. The moisture content of the paper is adjusted to balance with the atmosphere in the print room. The environmental consequences of these operations are relatively small, but there is the potential for dust generation in cutting. The processes involved consume little energy. Waste is generated from trimmed paper, which is normally recycled as broke back to the papermaking process.

7.1.11 Examples of non-integrated paper mills in Europe

Paper and board manufacturing processes can take place at the same site as pulp production (integrated mills) or separately at a site of their own (non-integrated mills).

Different paper and board grades are manufactured from different raw materials with machines that are designed for each grade. However, until now there has been no common understanding in Europe as to which paper grades have to be distinguished from an environmental point of view

to describe achievable emissions of paper mills that have implemented BAT. The classification systems of trade statistics (e.g. national statistics, CEPI statistics) are not the same as those used by the Member States for setting legal requirements for the paper industry. The classification of paper mills varies from country to country. As a consequence, there is no existing classification that can just be adopted.

In Europe, the largest number of non-integrated paper mills are manufacturing fine paper, tissue or speciality papers. However, it has to be borne in mind that in some countries these paper grades are also produced in integrated mills. For instance, in the Nordic countries, the fine paper mills have in most cases been built adjacent to a pulp mill. Tissue is also either produced in integrated paper mills (mainly using recovered fibres) or in non-integrated paper mills.

7.1.11.1 Uncoated wood-free printing and writing papers

Printing and writing papers include products like magazine printing papers containing wood (see Chapter 5) and wood-free natural printing papers.

Wood-free natural printing papers consist almost exclusively of bleached hardwood and softwood chemical pulp. Between 10 % and 30 % (or even more) may be made up of fillers. These uncoated papers are usually sized internally and further upgraded by surface sizing and calendering. Wood-free printing papers yellow very little and have a high strength.

During the cleaning and screening of the stock, only small quantities of rejects are purged, as the raw materials are largely pure. The refining operation shortens and fibrillates the fibres to suit the paper quality in question. During fibre fibrillation, a small part of the organic material is dissolved.

Other wood-free paper products consisting primarily of chemical pulp include tissue, cellulose wadding, filter paper, decorative paper, base paper for lamination or parchment base paper. They also include those products where size is added to the mass to reduce the natural absorption capacity of the fibre web, e.g. poster paper, carbon paper, kraft papers and drawing papers. Sizing increases the organic substances in the water circuits and during repulping of the broke. Most of the additives can be redissolved (e.g. converted native starch).

7.1.11.2 Coated wood-free printing and writing paper

Coated printing papers represent the largest group within printing and writing papers. The largest part of this group, coated printing papers containing wood, is described in Chapter 5.

The base paper for wood-free, coated paper consists predominantly of chemical pulp. A layer of coating colour is applied to both sides of the paper web. These papers may be additionally calendered to produce a matte or glossy surface. In addition to printing paper and art paper, the production of chromoboard (the white topline of board) is also included in this group.

During the stock preparation process, only small quantities of rejects are purged, as the raw materials are largely pure. Coated paper is dried twice, in the usual drying section and again after application of the wet coating. Depending on the paper type produced, additional additives are added in the mixing chests which can result in waste water contamination. Coating and finishing consists of both surface sizing and application of coating colour (one or several coats on one or both sides). The preparation of the coating colour and the repulping of the broke result in additional waste water contamination, consisting of undissolved substances as well as dissolved oxygen-consuming substances.

7.1.11.3 Tissue paper

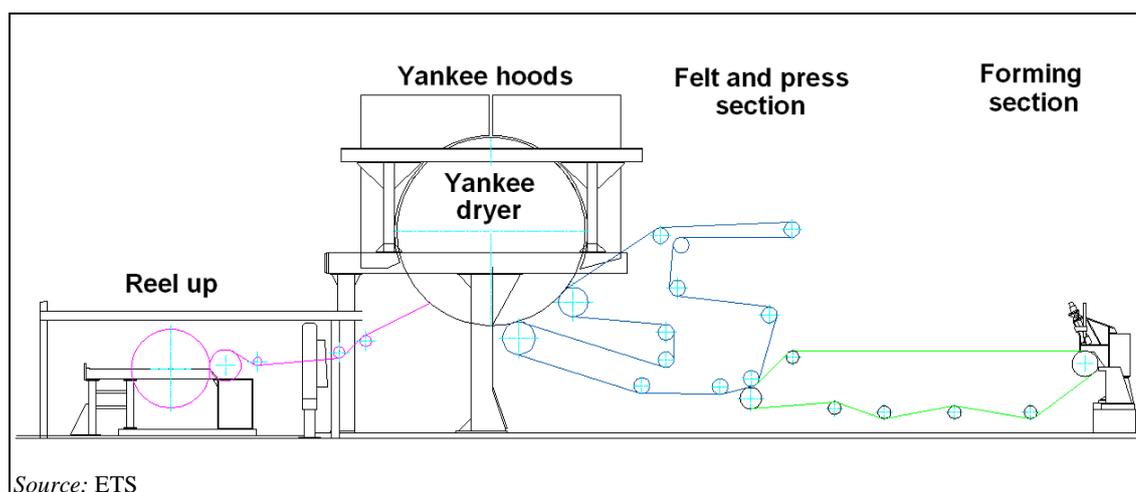
Tissue is usually a product where the single layers produced in the paper machine are combined in a multi-layer product after the paper machine in a separate unit. This is because of its low basis weight sheet (down to 12 g/m² on the wire). The main product properties are softness and smoothness, cleanliness, high absorption capacity and strength. The conversion into finished products is often integrated with the tissue production, i.e. tissue mills often sell their products to the end-consumer (including packaging).

Tissue is predominantly made of bleached chemical pulps or deinked recovered fibres (see Chapter 6). In the case of using paper for recycling, the fillers and fines (very small fibres unsuitable for tissue manufacturing) have to be removed. Normally, a mixture of different shares of virgin and recovered fibres is used. For the processing of paper for recycling with deinking, the reader is referred to Section 6.1.3.4. If virgin fibres are used, the paper mill can be integrated or non-integrated into pulp-making. For non-integrated tissue-making mills, additional water is required to repulp the virgin fibres.

In tissue-making, different processes are used to manufacture different types of tissue products with different characteristics. The way of drying the tissue determines most of the tissue characteristics. There are three main types of processes:

- conventional tissue-making,
- through-air drying process (TAD),
- hybrid processes.

The most common process is the conventional tissue paper machine with a conventional Yankee dryer (see Figure 7.6). The tissue sheet is formed on a moving fabric, where water is removed by drainage. The sheet is then transferred to a felt where more water is removed by pressing and vacuum. Here the tissue sheet is compressed. For full drying, the sheet is transferred to a Yankee cylinder and dried by adding steam to the cylinder and blowing hot air onto the tissue surface. Finally the tissue is removed from the Yankee cylinder by a creping blade and the sheet is reeled up.

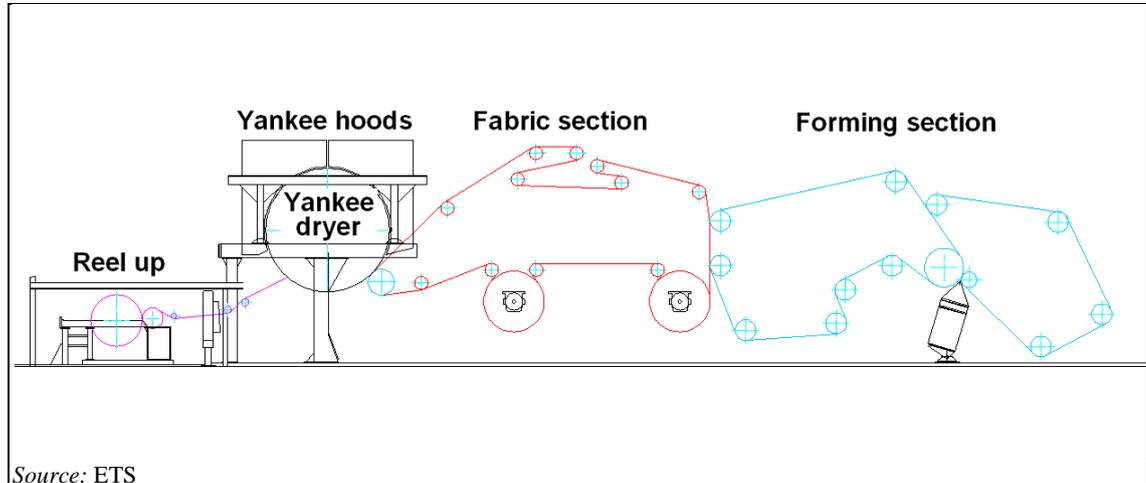


Source: ETS

Figure 7.6: CWP tissue process with conventional Yankee dryer

To make bulkier tissue with high absorbance and softness, the TAD process was developed about 20 years ago. In the TAD process, pressing of the tissue web is minimised. The tissue sheet is formed on a moving fabric where water is removed by drainage and vacuum. Because of the high moisture, the sheet is moved to a second fabric using a vacuum. To obtain the bulkier characteristics, the sheet is dried by passing it over one or two TAD dryers where hot air (>350 °C) is blown through the sheet. Finally the sheet may be transferred onto a Yankee cylinder for further

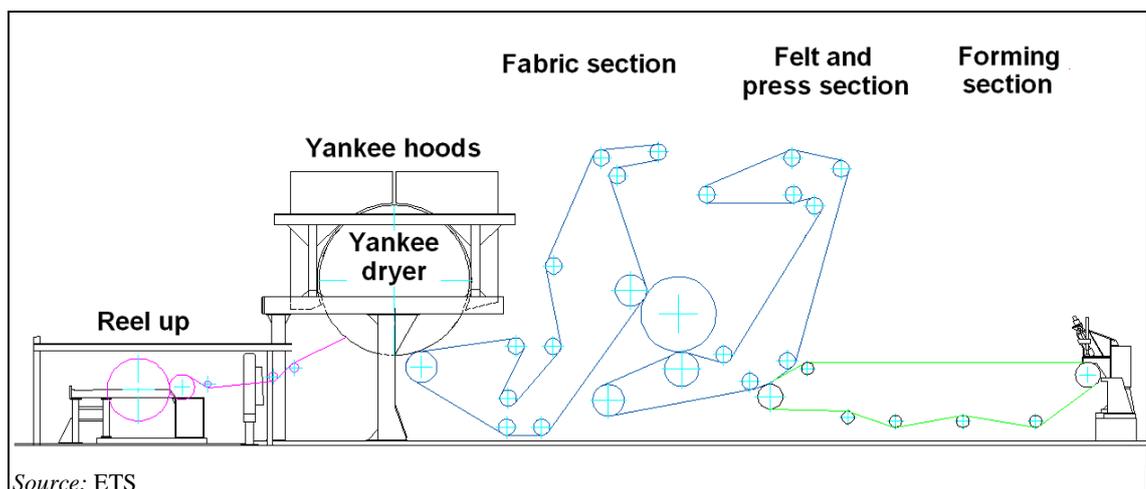
drying with steam and hot air. The TAD process (Figure 7.7) is more energy-intensive but it delivers a very soft and bulky sheet that can absorb up to twice as much water as conventional tissue while utilising less fibre. The higher energy needs are linked to the reduced pressing and multistep drying with TAD and Yankee dryers while power use is higher due to the vacuum requirement and large airflows (fans).



Source: ETS

Figure 7.7: TAD tissue process with two TAD drying cylinders and Yankee dryer

During the last decade, new hybrid technologies have emerged that also enable small machines to produce a higher bulk tissue than conventional machines with a texture or structure similar to that produced in a TAD machine. In terms of energy consumption, these hybrid tissue technologies are somewhere in between conventional and TAD tissue: they have lower energy consumption than TAD tissue, but higher than the conventional tissue machines referred to. Hybrid technology deployment in Europe is still limited but is increasing. Figure 7.8 gives an example of a patented hybrid technology.



Source: ETS

Figure 7.8: A patented hybrid tissue-making process

Each tissue-making process produces a specific kind of tissue suitable for different applications. Kitchen towel requires high strength and good absorption while for facial tissue softness is most important. Premium bathroom tissue requires high softness and strength while low-quality/cost bathroom tissue has less softness and lower strength. The surface structure of the tissue is the basis for these characteristics. Multilayer products are made to further improve the above characteristics [CEPI comments WD Chap 7].

During the stock preparation process there are only small quantities of losses of fibrous material (1 – 2 %). Air emissions depend mainly on the energy supply and the layout of the drying process. Tissue mills tend to use somewhat higher volumes of fresh water on showers than other paper mills because the cleanliness of wires and felts are crucial for the very light-weight sheet formation. Many tissue machines make frequent changes of grades and/or colours for different products, reducing somewhat the efficiency of the use of raw materials, water and energy. This phenomenon is more pronounced for small mills with only one paper machine. Depending on the product properties, chemical additives are used which may result in waste water contamination. As an example, the use of organic halogenated resins for wet strength improvement leads to higher levels of AOX in waste water.

7.1.11.4 Speciality paper

Paper and boards for technical and speciality uses cover a wide range of grades. Speciality papers have to fulfil very specific properties defined by their particular end use. Some of these properties are similar to those for commodity paper grades, but at a significantly higher level or within much closer tolerances (e.g. dry strength, porosity, thickness, optical properties). Other characteristic properties are very particular, such as cleanliness, high absorption and porosity, hydrophobicity, barrier properties, anti-soiling, resistance to certain chemicals, electrical conductivity, wet strength, abrasion resistance, defined pore size distribution, chemical reactivity, high opacity, transparency, appearance and texture.

Some examples for speciality papers are (with this list being far from complete):

- banknotes and security paper,
- decor and overlay paper,
- highly absorbent papers/boards,
- labels and release papers,
- wet laid nonwovens and filter papers/boards,
- thermal printing paper,
- photographic and digital imaging paper,
- technical drawing paper,
- creative paper for advertising and luxury packaging, mostly coloured (with a great choice of colours, finishes, textures and grammages),
- papers for cigarettes,
- carbonless copy paper,
- filter paper for laboratory use,
- flexible or luxury packaging papers,
- tracing and glassine papers,
- thin printing papers,
- papers with special barrier properties against water, water vapour, grease, etc.,
- electrical papers (cable paper, capacitor tissue, transformer board),
- building papers (wallpaper, barrier papers),
- artist's papers/board, luxury papers/boards, coloured papers/boards, etc.,
- bioactive papers/board,
- parchment paper and fuel, oil and other liquid filter paper,
- other.

Speciality papers are in general lower quantity products and therefore are typically produced on smaller paper machines starting at production rates of a few tonnes per day. Because of the low quantities and the very specific demands from the customer side, a further typical feature in speciality paper production is the high frequency of grade changes of at least one change of produced paper grade per paper machine and day as a yearly average (often significantly more), leading to higher overall changeover losses (higher broke levels and material losses). Together with the small size of the paper machines, this leads to significantly higher specific consumption

values of water, materials and energy. It is therefore necessary to take account of these special circumstances for speciality paper mills.

Strict requirements regarding cleanliness and/or incompatibilities between furnish components of different grades (also some of the chemical additives) may necessitate a more or less complete emptying of the stock and water system when changing paper types. Due to the high cleanliness requirements in the production of most speciality papers, in many cases water can only be recirculated to a limited extent. The specific waste water flow of speciality paper mills varies from 13 (30) m³/t up to 200 (150) m³/t depending on the product and the specific production conditions. The concentration of the organic load of the waste water for example is often low but together with the comparatively higher flow may result in relatively high specific emission loads per tonne of product.

The production of speciality papers often requires costly fibrous materials and/or specific fibre-processing equipment. For instance, some speciality paper grades contain, besides chemical pulp, other fibres such as synthetic fibres, cotton, abaca, flax, sisal, etc.

To achieve the demanded high strength values or specific characteristics, such as transparency or greaseproof properties, intensive refining of the fibrous raw materials is often required, which also increases the specific electric energy demand. During refining, the fibres are shortened and strongly fibrillated. During fibre fibrillation, a part of the organic material is released to water. Refining also leads to significantly slower dewatering on the wire section. In order to achieve a high level of retention of costly, special inorganic filler pigments and various chemical additives, gentle dewatering in the wire section is necessary with many speciality paper grades. The high degree of refining and/or the gentle dewatering often result in a comparatively low dry content of the paper web after the press section, which causes a higher energy demand in the drying section. Filter paper also requires more energy for drying as these papers cannot be pressed before the drying section or else they will lose porosity. \

Depending on the speciality paper type, various chemical additives are introduced in the furnish and/or applied in surface treatments (e.g. sizing, coating, dyes, speciality chemical additives), which may partly end up in the waste water.

The possibilities for closing up the water circuits may also be limited by the production technique for this product group (e.g. increased heat because of intensive refining) or by qualitative demands placed on the individual paper types (e.g. electric conductivity, sensory characteristics, cleanliness).

Table 7.2 gives examples of some of the speciality paper types produced in Europe, some of their product characteristics, environmental aspects and examples of specific BAT to be considered for these paper grades. Given the variety of grades in the group of speciality papers, this list is not exhaustive.

Table 7.2: Examples of major characteristics, environmental aspects and specific environmental techniques to be considered for various speciality paper types

Type of speciality paper manufactured	Major characteristic of the paper	Specific environmental concerns during manufacturing	Specific environmental techniques applied
Paper grades from highly refined fibres (e.g. glassine, parchment, transparent, greaseproof, baking papers)	Transparency and greaseproof, resistance, strength properties, stiffness	High energy demand for refining and calendering; more COD dissolved from virgin pulp, higher energy demand in paper drying due to lower dry content after press section	Refining optimisation, heat recovery from the refiners; biological WWTP with/without flocculation
Paper grades that need special chemical additives and/or fillers or need them in higher amounts (e.g. filter paper, fire-retardant paper, carbonless, wet strength papers, coated paper for full colour inkjet, base papers for lamination (extrusion or metallisation), security papers, release (base) papers and label (base) face papers, thermal papers)	Wet strength, hydrophobicity, barrier properties to prevent migration of chemicals, high absorption of liquids, porosity, chemical reactivity, optical properties (opacity), water or oil resistance, etc.	Higher waste water load and sometimes poorly biodegradable substances; higher energy demand for paper drying and for chemicals drying; use of AOX-containing additives depending on the additives applied, not all broke may be repulped; often highly specified paper grades (very specific demands of the customer) and small batches leading to lower efficiency levels; often higher energy consumption	Special chemical assessment and management system; adapted waste water treatment plant (WWTP); use of fewer AOX- /lower AOX-containing chemicals; heat recovery drying section; optimisation of mill broke and management of its further use
Small quantity paper grades with frequent changes ⁽¹⁾ of produced paper grades (e.g. more than once a day – up to twelve times/day)	Very specific demands of the customer for smaller quantities also have to be met; often produced on various smaller machines	Higher water consumption; higher pollution load because of complete emptying of stock and water system several times per day; higher broke levels (depending on the additives applied, not all broke may be repulped)	Improvement of paper production planning to have a longer run of each product; adapted management of water circuits; adjustment of broke system, chest capacities, adapted WWTP, optimisation of mill broke and management of its disposal
Example: decor paper, i.e. printed and usually coated paper; impregnated with melamine resins	High wet strength, high cleanliness requirements, highest demands on colour accuracy	Use of AOX-containing chemicals, high specific energy consumption; after drying the paper, wet strength resins need to be cured; downtime at the start of each production to adjust the colour on melamine board with power consumption but not production; high specific water consumption	Use of fewer AOX-containing chemicals
Example: thermal paper	Light-weight; high mechanical strength; high brightness; highly sized; requires a low level of contamination and holes in base paper	Very low level of broke reuse; large number of organic additives associated with increased COD; extensive refining which means greater electricity consumption in refining and steam consumption in drying	Special chemical assessment and additive management system; adapted waste water treatment plant (WWTP); IT systems to optimise production batch combinations and length.
<p>⁽¹⁾ Frequent change of produced paper grade (or type) means one or more changes in a product on a paper machine per day as a yearly average, meeting one or more of the following features: (i) grammage changes equal to or over 5 g/m²; (ii) changes in more than one measurable product characteristic, i.e. whiteness level, moisture content, porosity level, etc.; (iii) changes in pulp composition (different types of pulp or softwood/hardwood ratio); (iv) switch between functional paper chemicals (changing functionality of the product bulk and/or surface) during production.</p>			

7.1.11.5 Paperboards

Paperboards are classified into three categories: cartonboards, containerboards and speciality boards. There are some common features for all three.

- Basis weight is usually higher than 150 g/m², but there are also lower weights, e.g. in liners and corrugating medium, even below 100 g/m².
- Most of the paperboard grades are multi-ply products like folding boxboard and liquid packaging board.
- Packaging is the most common end use of paperboards and this emphasises the need for strength as the key functional property in competition with other packaging materials.

Multilayer forming of paperboard consisting for example of three white water circulation systems typically leads to higher specific water consumption compared to single layer papers. However, this is compensated by the optimum combination of properties and the overall functional efficiency of the products in the packaging chain. The same analogy with the adaptation of multilayer techniques applies to on-machine coating and in-house sheeting: board mill-specific environmental loading may be higher than average but the overall efficiency is improved and the total impacts are reduced.

Folding boxboard (FBB), solid bleached board (SBS) and liquid packaging board (LPB) are the primary fibre grades that are especially extensively used in food packaging and which are therefore governed by stringent requirements concerning hygiene, purity and odour and taint-free characteristics. These end use requirements often limit the possibility of recycling process waters to a certain extent due to increasing odour and tainting risks. Food-contact end uses also set strict requirements for all process chemicals used.

Cartonboards are divided into various subgrades: folding boxboard (FBB), white lined chipboard (WLC), solid bleached board (SBS), solid unbleached board (SUS) and liquid packaging board (LPB). For good printing properties, most of the cartonboard grades are pigment-coated. The top side is typically double or triple coated and the reverse side may also be coated. LPB is coated in web form by a functional barrier on both sides in the conversion process and used even in aseptic packages.

FBB machines typically utilise a MG cylinder (Yankee) in order to obtain good surface smoothness without deterioration of bending stiffness. FBB and WLC in particular are for the most part sheeted in the board mill and delivered in sheets to the customer, because sheet-fed offset is the dominating printing method in carton production.

Containerboards are divided into linerboards and corrugating mediums. Linerboard is typically a two-ply product and the top side may also be coated. It may consist of primary fibre, unbleached, bleached or a combination and in this case it is usually called kraftliner or white topline. Linerboard consisting of recycled fibre may have up to four plies and it is called Testliner. Corrugating medium is used as the middle layer of corrugated board. It may consist of semi-chemical pulp (in this case often called fluting), of semi-chemical pulp and recycled pulp combined or of only recycled fibre (in this case often called Wellenstoff). Containerboards are delivered in reels for corrugated board production plants. [CEPI comments WD Chap 7]

7.2 Current consumption and emission levels of paper mills

7.2.1 Overview of input/output for the production of paper and board

An overview of raw material and energy input and the output of products, residues for further utilisation and major releases (emissions, waste, etc.) of the manufacturing of paper and board is presented in Figure 7.9.

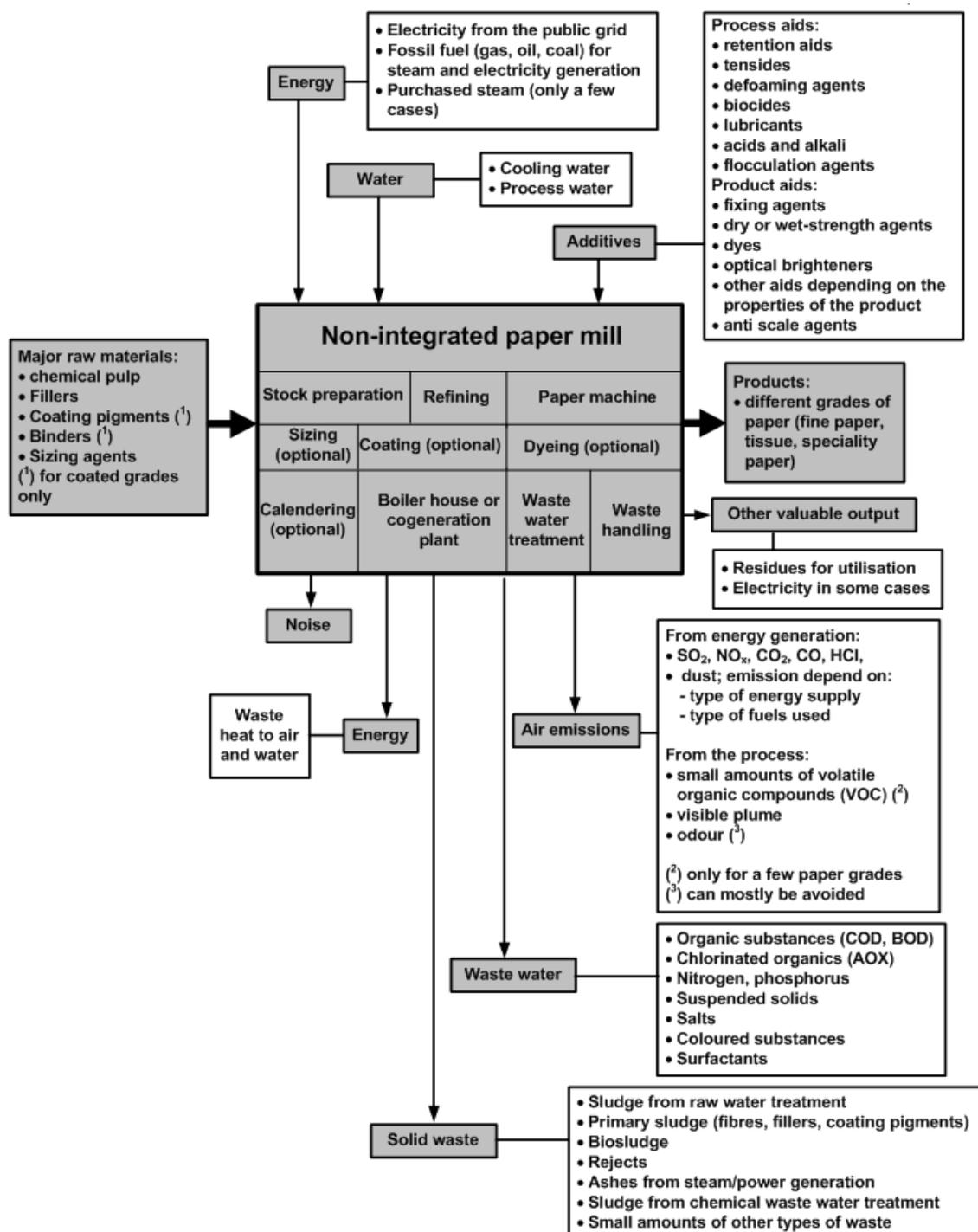


Figure 7.9: Mass stream overview of a paper mill

The presence of some substances depends mainly on the paper grade and properties to be achieved, the type of raw materials used and the type of energy supply.

Using the mass stream overview, specific raw material consumption and specific emission per tonne of product can be calculated. Table 7.3 shows data from the largest fine paper mill in Europe because no other data were available. This example represents a mill that is among the best performers.

Table 7.3: Annual average input/output data from the largest non-integrated wood-free fine paper mill in Europe (coated and uncoated grades) manufacturing about 1 228 Mt/year (updated 2012)

Input			Output		
Raw materials	Value	Unit	Product	Value	Unit
Chemical bleached pulp (5 % moisture)	576	kg/t	Fine paper (coated and uncoated)	1 000	kg
Fillers and coating pigments (73 % DS)	385	kg/t	Emissions		
Starch, binders and other additives	74	kg/t	CO ₂ ⁽¹⁾	229	kg/t
			NO _x ⁽¹⁾	0.120	kg/t
			CO ⁽¹⁾	0.02	kg/t
			SO ₂ ⁽¹⁾	Negligible	kg/t
			Dust ⁽¹⁾	Negligible	kg/t
Energy			Noise: at two points of measurement ⁽²⁾	40 (600/1 200 m)	dB(A)
Natural gas for steam generation	4 082	MJ/t	COD	0.181 60	kg/t mg/l
Purchased electricity ⁽³⁾	566	kWh/t	BOD ₅	0.035 12	kg/t mg/l
Total energy consumed	1 700	kWh/t	Suspended solids	0.059 20	kg/t mg/l
Total primary energy ⁽⁴⁾	2 674	kWh/t	AOX	0.0008 0.28	kg/t mg/l
			N _{inorganic}	0.011 4	kg/t mg/l
			Tot-P	0.003 1	kg/t mg/l
			Water vapour	1.5	m ³ /t
			Waste water flow	3.0	m ³ /t
Water demand			Residues		
Raw/fresh water	4.2	m ³ /t	Sludge (utilised in the brick industry)	11.7	kg/t
			Other waste	4.5	kg/t
			Hazardous waste	0.1	kg/t

⁽¹⁾ Air emissions from purchased electricity are not included. Steam is produced on site in a gas-fired steam boiler. Air emissions from non-integrated paper mills depend mainly on the type of fuel used.

⁽²⁾ The distance from the paper mills to a commercial area is about 600 m; the distance to a residential area 1 200 m.

⁽³⁾ The consumption of power includes the delivery of raw water pumps.

⁽⁴⁾ The contribution of purchased electricity to the specific primary energy consumption is calculated assuming an energy yield of the electricity-generating companies of 36.75 %, i.e. purchased electricity of 1 kWh corresponds to primary energy of 2.75 kWh. In this case, 566 kWh/t corresponds to 2 673 kWh/t primary energy (e.g. coal). Conversion factor: 1 MJ = 0.2778 kWh and 1 kWh = 3.6 MJ.

[CEPI input BATIS 25-1-12], [CEPI comments WD Chapter 7]

The emission data for waste water discharges represent the situation after two-stage biological treatment (high-load trickling filter plus activated sludge).

Table 7.3 refers to a very large paper mill. Smaller mills often have higher specific energy consumption values and also higher water consumption than large mills. Some reasons for differences in environmental performance between larger and smaller paper mills are given below.

- The amount of fresh water needed for continuously trimming the edges of the web is the same for wider and narrower machines. Thus, paper machines with a larger width use relatively less water for that purpose.
- Large machines usually produce bulk grades and have a very large production capacity compared with smaller machines, but, at the same time, large machines are not flexible. Focusing on bulk production with fewer changes of grades helps in achieving more economical and a better environmental performance.
- The economies of scale facilitate investments in clean technology for larger mills.
- Larger mills have more financial and human resources for research and development.

In Table 7.4 consumption and emission levels for typical tissue mills are compiled. Emissions are given as typical values after flue-gas and waste water treatment. The main difference between virgin and secondary fibre mills is solid waste. While virgin fibre mills generate 10 – 40 kg waste/t of paper (100% DS), amounts of 400 – 600 kg waste/t of paper result from recycled fibre processing (see Section 6.2.2.6). Some of the value ranges in Table 7.4 are quite wide because they cover:

- different tissue-making processes (conventional, TAD, hybrid);
- small and large tissue mills;
- old and new paper machines;
- mills with and without cogeneration (higher natural gas consumption);
- mills with many grade changes (more stop-start);
- mills with many colour changes (higher water consumption for cleaning);
- mills in different geographical locations (no water restrictions in Nordic countries).

Table 7.4: Consumption and emission levels for typical tissue mills

Input			Output		
Raw materials	Value	Unit	Product	Value	Unit
Chemical bleached pulp	1 010 – 1 020	kg/t	Tissue	1 000	kg
Wet strength resins	0 – 80	kg/t	Emissions		
Starch, dry	0 – 30	kg/t	CO ₂ ⁽¹⁾	300 – 1 800	kg/t
Colour agents	0 – 2	kg/t	CO ₂ , regenerative		kg/t
Other additives	0 – 20	kg/t	NO _x ⁽¹⁾	0.5 – 5	kg/t
			SO ₂ ⁽¹⁾	0.07 – 10	kg/t
			Dust ⁽¹⁾	NA	kg/t
Energy				After on-site biological waste water treatment	
Fuel for sheet drying	4 600 – 21 000 ⁽²⁾	MJ/t	COD	0.3 – 4.5	kg/t
Total electricity consumed ⁽³⁾	900 – 3 100 ⁽²⁾	kWh/t	BOD ₅	0.1 – 0.5	kg/t
Total energy consumed ⁽⁴⁾	2 000 – 10 000	kWh/t	Suspended solids	(0.02) ^(*) 0.1 – 0.7	kg/t
			AOX	1 – 16	g/t
			Tot-N	(2) ^(*) 10 – 480	g/t
			Tot-P	(0.3) ^(*) 0.4 – 30	g/t
			Water vapour	1 – 3 (up to 8 for TAD machine)	m ³ /t
			Waste water flow	4 – 70	m ³ /t
Water demand			Residues		
Raw/fresh water	5 – 71	m ³ /t	Solid waste	10 – 40 (at 100 % DS)	kg/t

(*) Data in brackets from recent data collection/questionnaires.
⁽¹⁾ The emissions include all fuel types for the generation of steam. Emissions do not include purchased energy.
⁽²⁾ The upper end of the range refers to tissue mills using through-air drying (TAD) or re-creping techniques. To operate TAD, enormous volumes of air need to be moved by large fans.
⁽³⁾ No allowance is made for the efficiency of electricity-generating companies.
⁽⁴⁾ The specific primary energy consumption can be calculated from this figure by taking into account the energy yield of the electricity-generating companies. Conversion factor: 1 MJ = 0.277 8 kWh and 1 kWh = 3.6 MJ.
 NB: Data are from ETS for 2008, updated to 2012 by [CEPI comments WD Chap 7]. Energy data are from a total of 53 mills including some with TAD. Mills include virgin fibre and secondary fibre. Waste water data are from a total of 25 mills with on-site biological treatment, again using virgin and secondary fibre. Data for the water vapour flow provided by Asscarta.

In Table 7.5, consumption and emission levels for a non-integrated wood-free speciality paper mill (coated and uncoated specialities for graphical and industrial applications) are compiled.

Table 7.5: Annual average input/output data for a non-integrated wood-free speciality paper mill (coated and uncoated) manufacturing 212 500 tonnes net saleable paper

Input			Output		
Raw materials	Value	Unit	Product	Value	Unit
Chemical bleached pulp (5 % moisture)	709	kg/t	Speciality papers, coated and uncoated	1 000	kg
Fillers (CaCO ₃ , 73 % DS)	313	kg/t			
Coating pigments (CaCO ₃ , kaolin, 73 % DS)	7.0	kg/t	Emissions		
Starch, dry	49	kg/t	CO ₂	661	kg/t
Binders, dry	0.3	kg/t	NO _x	0.45	kg/t
Sizing agents, 20 % DS	10.5	kg/t	CO	0.14	kg/t
Other additives and dyes	57	kg/t	SO ₂	0	kg/t
			Dust	Negligible	kg/t
Energy			Noise	NA	dB(A)
Natural gas for steam generation	7 180	MJ/t	COD	1.13 (87)	kg/t (mg/l)
Gas for forklift trucks	0.019	MJ/t	BOD ₅	0.30 (23)	kg/t (mg/l)
Consumed electricity from CHP plant	683	MJ/t	Suspended solids	0.20 (16)	kg/t (mg/l)
Purchased electricity	4.8	kWh/t	AOX	0.0026 (0.2)	kg/t (mg/l)
Total energy consumed	2 682	kWh/t	N _{inorganic}	0.005 (0.4)	kg/t (mg/l)
Total primary energy	2 690	kWh/t	Tot-N	0.066 (5.1)	kg/t (mg/l)
			Tot-P	0.015 (1.2)	kg/t (mg/l)
			Waste water flow	13.0	m ³ /t
Water demand			Residues		
Raw/fresh water	13.4	m ³ /t	Sludge (utilised in brick industry)		kg/t
			Other waste		kg/t

NB: Waste water emissions given as annual average values after biological treatment.
Source: [CEPI comments D1]

7.2.2 Consumption and emission levels

The following aspects associated with paper manufacturing are of concern:

- the consumption of raw materials,
- water use,
- use of chemical additives,
- energy demand,
- waste water and emissions to waste water,
- solid waste generation,
- air emissions from paper machines,
- air emissions from energy generation,
- odour from vapours and from waste water treatment plant (local),
- noise from paper machines (local).

Low frequency vibrations and emissions of visible plumes can also be local aspects of concern. No information was provided on these issues and therefore they are not further described here.

7.2.2.1 Consumption of major raw materials

Paper is made from fibres, water and chemical additives. The consumption of raw materials in papermaking depends strongly on the paper grade manufactured and the final product properties and qualities to be achieved. In Table 7.6 examples of raw materials used are compiled. Some product characteristics are also given.

Table 7.6: Examples of major raw materials used for the manufacturing of different types of paper

Paper grade	Major raw materials used	Some product characteristics and product examples
Newsprint	Few added chemicals; sometimes pigments added; very little colour; uses mechanical pulp or RCF	Narrow weight range: 40 – 52 g/m ² a) 100 – 70 % RCF-based + 0 – 30 % TMP b) mainly TMP + 0 – 50 % DIP
Kraft wrapping	No added fillers; coloured; uses mainly unbleached kraft pulp	High strength product; 70 – 100 g/m ²
Kraftliner or Testliner	No added fillers; uses unbleached kraft pulp and RCF or RCF only	Heavier weight: 110 – 160 g/m ² Testliner: 90 – 100 % RCF
Board	Often different compositions in different plies; mostly multi-ply sheet; all fibre types including RCF	Higher basis weights: 175 g/m ² + (up to 2 000 g/m ²)
Writing and printing	All grades of fibre, mainly bleached; fillers, sizes, colours, brighteners; may be coated; wide range of basis weights	Precise specification for user; specific weight from 30 g/m ² to 50 – 60 g/m ² (LWC) up to 90 – 150 g/m ²
Tissue	No added fillers; wet strength additives; uses chemical pulp and RCF in different mixtures	Light-weight product ⁽¹⁾ , e.g. handkerchiefs: 15 g/m ² (for three sheets), napkins: 20 g/m ² (for two sheets)
Speciality papers	Specific fibre processing; the pulp used can vary considerably in type and quality	This group covers a wide range of grades
⁽¹⁾ The sheet made on a tissue machine rarely exceeds 40 g/m ² . The higher basis weights of tissue products are achieved by plying up in converting.		

7.2.2.2 Water use

In paper mills, fresh water is mainly used in the ways that follow.

- As cleaning water for the paper machine, called shower water. The function of showers is to lubricate and to clean forming fabrics and wet press felts to maintain a satisfactory dewatering performance of: 5 – 20 m³/t.
- As sealing water and confining in stuffing boxes, suction boxes, vacuum systems and cleaners: 1 – 6 m³/t.
- As a solvent and dispersant for fillers and additives: 1.5 – 3 m³/t.
- For some paper grades, e.g. speciality paper: make-up water in stock preparation.
- Cooling of process equipment: 3 – 10 m³/t. These waters are often recirculated and used as process water. Other mills discharge them separately. Therefore, this water is normally not included when the water consumption of paper mills is reported.
- Power plant: 2 – 3 m³/t. This water is normally not included when the water consumption of paper mills is reported.

The simplified scheme in Figure 7.10 shows by use of an example the major positions where fresh water is used. It assumes that cooling water is reused in the process. Paper mills discharging cooling water would need correspondingly more fresh water. When comparing figures on water use in paper mills, one has to make sure that the compared figures include the same positions for

water use. Most of the water used by the paper mills is discharged, and only a minor part is consumed, being retained in the product as humidity content.

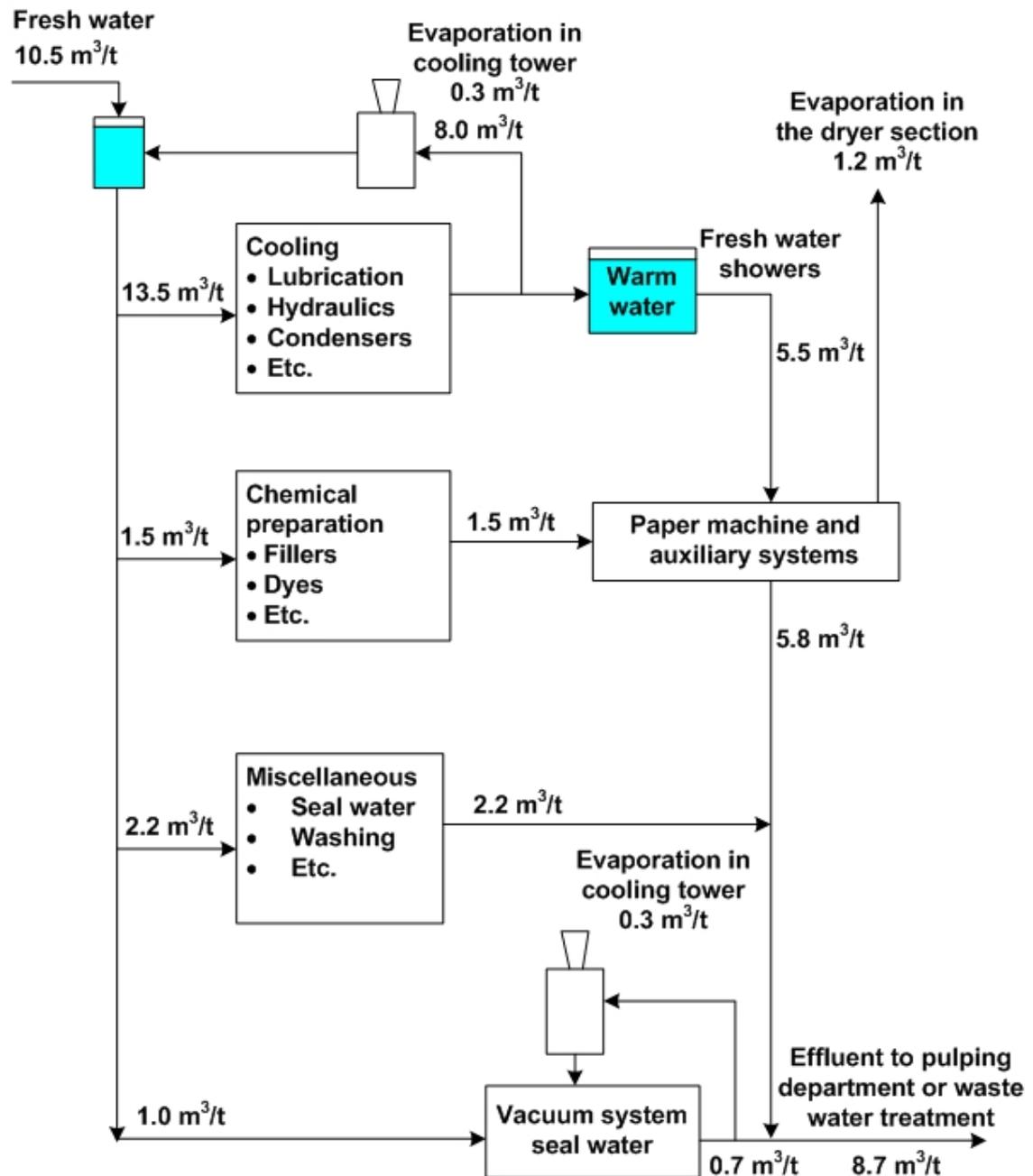


Figure 7.10: Positions of fresh water demand in a paper mill

Figure 7.10 shows an example paper mill using $10.5 \text{ m}^3/\text{t}$ fresh water. Cooling water is recirculated by use of cooling towers (open recirculation system, see Section 2.4.2.1). The figure shows only the average water flows (input/output) under continuous operation. Unbalances of the water flows, e.g. during start-ups where usually a greater amount of water is used, are not taken into account. 'Miscellaneous' is a somewhat 'grey area' but is not negligible (e.g. the recirculated water flow from the liquid ring pump vacuum systems is in the range of $1 - 3 \text{ m}^3/\text{t}$).

Fresh water is normally introduced in the papermaking process mainly through the paper machine forming section and press section showers after which it is fed upstream to various washing and diluting processes in the mill.

In the stock preparation, usually no fresh water is required to dilute incoming fibre raw material, except for speciality papers, high-quality papers and for start-up and during production changes. If different qualities of white water are available, the water with the highest fibre content (cloudy filtrate) could be used in pulping units. However, most of the cloudy filtrate is used in the short circulation for adjusting the consistency of the incoming fibre slurry. The need for fresh water is limited to dilution of chemicals and to sealing water for some of the equipment. Most chemicals must be diluted with fresh water before entering the paper machine system because otherwise quality problems may arise and the dosages have to be increased. For the dilution of fillers, it is sometimes possible to replace the fresh water with clarified water if there is no risk of anaerobic biological activity.

As fibre passes through a pulp or paper mill, different consistencies are required at different stages of the process. Each increase in fibre consistency creates an effluent at that point with the amount and type of contamination depending on the particular unit operations upstream. The ability to recycle that water to another point in the process may be constrained by the chemistry at different stages.

The amount of fresh water used in paper production varies depending on the paper grade produced, the nature of the raw materials used and the final quality level within each paper grade.

Some additional explanations on specific water consumption for tissue mills

In considering fresh water use, there are two main factors to bear in mind with regard to tissue mills. One is the need for high levels of cleanliness of both the product itself (hygienic use) and the tissue machine clothing. The other is the very low production rates due to the light basis weight products made (varying between 12 g/m² and 48 g/m² on the wire compared to 40 – 50 g/m² for newsprint, 50 – 100 g/m² for writing papers and several hundred g/m² for packaging grades).

Although the absolute volume of water used in a tissue mill may not be significantly higher than some other mills, these two factors can combine to make the specific water consumption appear high.

In a tissue mill there are a number of areas where fresh water is required; shower water to keep the felt surface free from contaminants, high-pressure shower water for cleaning the wire, and for miscellaneous purposes. The latter will vary from machine to machine depending on the operator's activity, white water arrangements and storage volume and degree of automation and information available for the operator. Miscellaneous purposes include uses such as chemical make-up, lubrication showers (inside pressure rolls, etc.), vacuum pumps, etc. Some of these such as chemical make-up may be proportional to production rates. In a mill applying BAT, clarified water as opposed to fresh water should be suitable for all other uses. Figure 7.11 shows the water flows of a typical tissue mill using virgin pulp.

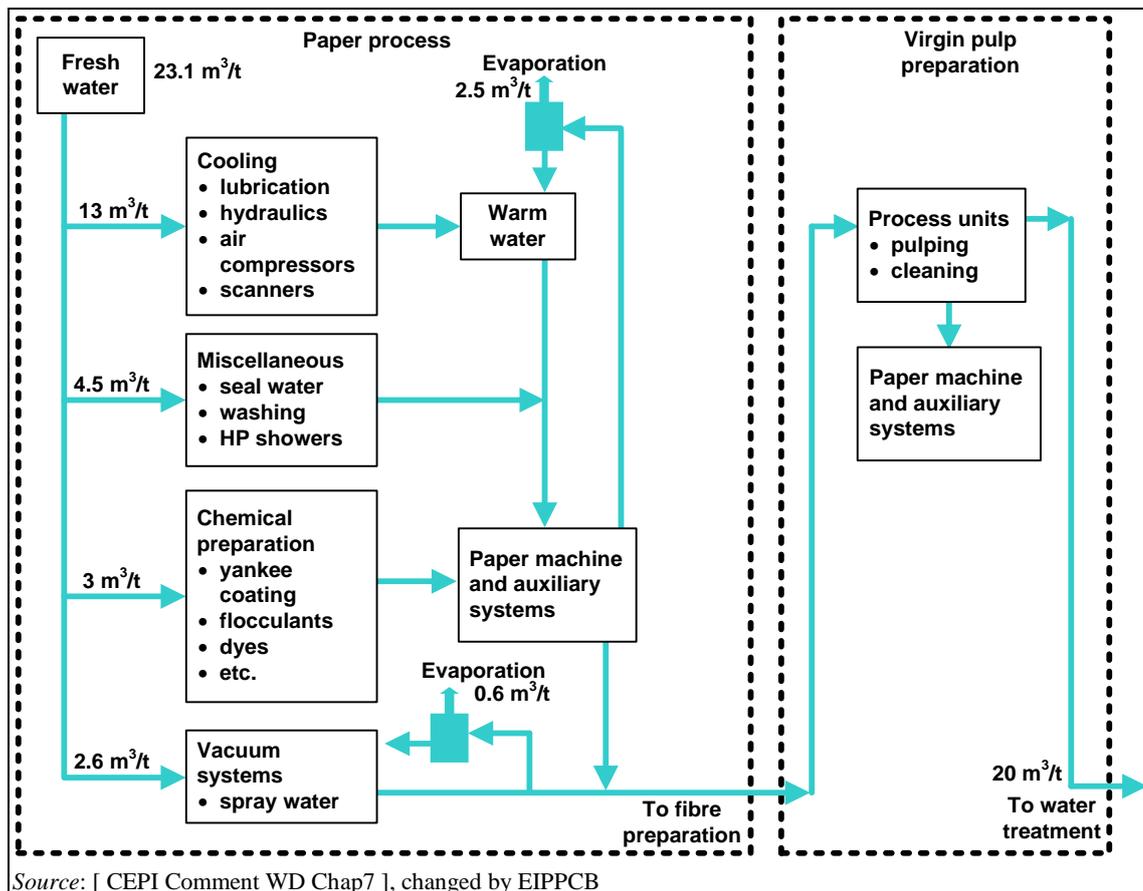
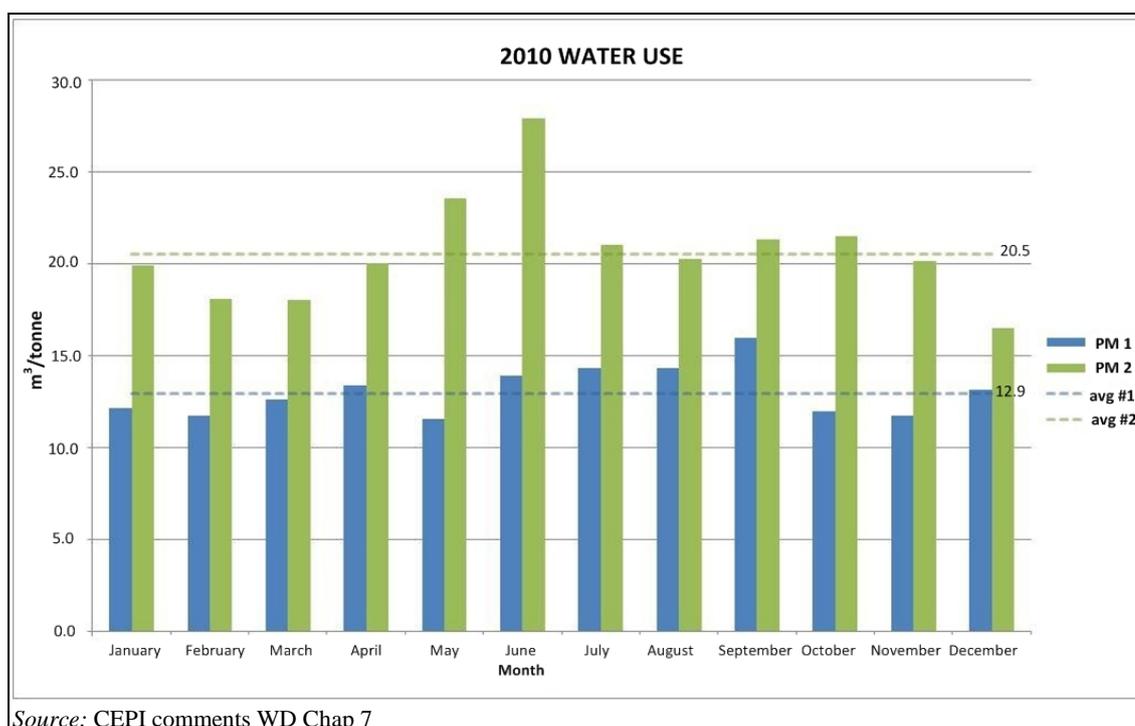


Figure 7.11: Typical water flow chart for a non-integrated tissue mill using virgin pulp

Where there are grade changes, colour changes, machine shutdowns, several machines in one mill, etc., figures on specific water consumption will be increased. These influences are site-specific but could increase water consumption by 25% or more. Generally, in mills that manufacture less variety of products, fewer colours, fewer wet or dry strength agents, on large machines, the water consumption will be lower and vice versa. Reported values for fresh water use in 29 non-integrated tissue mills ranged from 2 m³/tonne to 42 m³/tonne [ETS data 2008]

Figure 7.12 shows the water consumption of two similar tissue machines in the same mill. Paper machine No 2 produces only coloured tissue with many colour changes: it uses 5 – 15 m³/tonne water more on monthly average due to many colour changes. The variance over the months for both paper machines is due to:

- more or fewer stops,
- more or fewer grade changes on PM No 1 (difference of up to 5 m³/tonne or 40%),
- more or fewer colour changes on PM No 2 (difference of up to 10 m³/tonne or 60%).



Source: CEPI comments WD Chap 7

Figure 7.12: Difference in water consumption on two similar tissue machines due to colour changes

Even on the same machine a change of basis weight and speed of the paper machine can have a significant effect on the specific water consumption. Tissue machines generally run much greater ranges of basis weight and speed than most other paper machines. The same machine can make a basis weight range that varies by a factor of 4, e.g. from 12 g/m² to 48 g/m², and could run at speeds from 500 m/min to 1 200 m/min. Throughout this range, the specific water consumption may vary significantly.

It can be stated that there are no fundamental differences in the water reduction measures in use at tissue mills and other paper mills. However, because of the large variations possible on a tissue machine, the main difference is in the degree to which tissue mills can reduce their specific water consumption.

7.2.2.3 Use of chemical additives

Examples of the main additives and their application are given in Table 7.7. A number of processes and functional chemical additives are based on synthetic polymer compounds and are not readily biodegradable; others are classified as hazardous to the environment or to watercourses. This may apply for some fixing and retention aids, wet or dry strength agents, polymer-based size or coating binders. The vast majority of these chemical additives that are introduced to the pulp prior to the sheet formation remain almost entirely in the paper due to their cationic charge or by fixation with cationic polymers. Thus, the concern with regard to protection of water bodies is reduced. Sizing agents and coatings are applied directly on the surface of the finished paper web either by means of an aqueous solution of size (size press), or in a closed circuit in the case of coating colours. Only during changes of paper grades or recipes are the rest of these concentrates of chemicals discharged via the waste water treatment plant.

Chemical additives contribute to the effluent load or may have the potential to accumulate in the environment and organisms. For more details concerning the regulation concerning the registration, evaluation, authorisation and restriction of chemicals [[200, REACH Regulation \(EC\)](#)]

[No 1907/ 2006 \]](#) which is designed to provide updated facts about all chemicals, the reader is referred to Section 2.3.2.2.

If the additives are used as directed they should not cause significant negative impacts on the efficiency of the waste water treatment plant. Sudden changes in loads because of system cleaning or batch-wise additive adjustments to fulfil product requirements might have a negative impact on the performance of the waste water treatment plant. In this case, the biomass may require a certain period for adapting to the additives appearing in the effluents. During this limited time period the efficiency of the treatment plant may be reduced and the settling of the sludge may deteriorate (increase of the sludge volume index). Therefore, additives should be handled carefully and as directed. This is how the remarks in the right-hand column of Table 7.7 should be interpreted.

Table 7.7: Main process and product aids and their application in the paper industry

Product aids	Purpose	Examples	Remarks
Fillers	Improve printability properties, opacity, brightness, smoothness and gloss; replace (saving) fibres	Kaolin or clay, talc, lime, gypsum, titanium dioxide, calcium carbonate	
Sizing agents	Improve surface quality; make paper hydrophobic	Modified starch, modified natural resins, wax emulsions, synthetic products like alkyl ketene dimers and maleic acid anhydride copolymers	Some may be toxic to bacteria when they are cationic; however, they have high retention to the fibre
Fixing agents	Improve adsorption of additives to fibres	Alum [$Al_2(SO_4)_3$], cationic amines	Mostly cationic products which may be toxic to bacteria
Dry strength agents	Improve strength properties in dry conditions	Modified starch	Some may be toxic to bacteria when they are cationic
Wet strength agents	Improve strength properties under wet conditions	Urea formaldehyde polymer, melamine formaldehyde polymer, Epichlorohydrin condensates	Usually toxic to bacteria, some increase the AOX
Dyes	Give paper a certain colour and/or brightness	Azo compounds, quaternary ammonium compounds	Difficult to eliminate; some are toxic; may contain heavy metals
Optical brighteners	Give paper a white impression	Chemicals based on 4,4-diaminostilbene-2,2-disulphonic acid	Some cationic substances may be toxic
Coating chemicals	Give paper certain surface properties	Pigments, binders, wet strength agents, dispersion and lubrication agents, defoaming agents, slimicides	Binders must be destabilised before mixing with other WW, otherwise they may disturb the clarification
Greaseproof or waterproof agents	Give paper grease- or water-repellent properties, e.g. baking papers, coated drink cups, fast food wrappers and pizza boxes	Perfluorinated compounds (e.g. based on fluorocarbon resins (FC) and perfluoropolyether (PFPE)) are applied to impregnate some papers; for adhesive labels, fluorocarbon resins are used to prevent the penetration of the adhesive. The fluorochemicals are designed so that they bind to the fibres	Persistent and bioaccumulative; PFCs used for paper impregnation do not contain PFOS but may contain FTOH and PFOA in the lower ppm range, trace contaminants
Retention aids	Retention of fibres, fines and fillers; increased production by improving dewatering; decreased emission of pollutants	Alum, sodium aluminate, polyaluminiumchloride, starch products, gums, anionic polyacrylamides, nonionic polyacrylamides, cationic polymers, bentonite	Mostly cationic products
Surfactants	Cleaning of felts, wires and machinery; cleaning of water circuit system; dispersion of substances	Acidic and alkalic surfactants	May cause floating sludge
Defoaming agents	Prevention and destroying of foam	Fatty acid ethoxylates, poly-oxiethylene, fatty acid derivates, higher alcohols, phosphoric acid esters, vegetable oil products	De-aeration agents may lower the oxygen input in WWTP
Biocides (slimicides)	Prevention of growth of microorganisms	Organic bromine, sulphur or nitrogen compounds, quaternary ammonium compounds, chlorine dioxide, hydrogen peroxide	Some contain AOX, they are toxic when reaching the WWTP in higher concentrations

For more details on the storage and handling of chemical additives, the reader is referred to Section 2.3.2.

7.2.2.4 Energy demand

The paper industry could be generally described as energy-intensive. Energy is one of the highest contributors to the total costs in the papermaking process, accounting for approximately 10 – 25 % or more of the total production costs.

The development of reliable sector-wide and paper grade-specific energy consumption benchmarks is a complex task [194, Francis 2007]. An international effort to harmonise data collection is needed to allow for reliable energy intensity comparisons [197, IEA 2007].

When comparing energy consumption for paper mills of a certain grade or quality, the major influences on the specific energy consumption (SEC) of a given mill should be taken into account (see Section 2.5.1), e.g. the system boundaries, the energy generation (power and steam supply, cogeneration of heat and power), the process areas operating in the mill (e.g. pulp production, RCF processing, papermaking), the process used (e.g. refining, coating, calendering), the specific product quality, the product mix and some other factors. The explanations and figures presented in Table 7.8 may give a first idea about the energy-relevance of the main processes and the energy improvement opportunities in papermaking.

The papermaking processes can be divided into the main process areas:

- (i) stock preparation,
- (ii) wet end,
- (iii) dry end, followed by
- (iv) optional finishing and coating.

These can be further subdivided into main process units. Table 7.8 shows the role of energy use in each process and the potential for energy savings in these stages.

Table 7.8: Role of energy in the main papermaking stages and potential for improvement

Main processes	Main process units	Type and role of energy in each process	Potential for energy savings (installed base versus state of the art)
Stock preparation	Slushing	Up to 30 kWh power/t to break up dry pulp including pumps	Moderate
	Cleaning/screening	The amount of pumping energy and stock heating depends on the consistency, the number of stages required and the type of fibre (recycled fibre requires more energy than virgin); about 10 kWh/t is used for virgin stock including pumps	Low for virgin fibres; moderate for RCF
	Refining	Very energy-intensive. Electrical energy is mostly used to drive the rotor in the refiner. Depends strongly on the raw material and the paper properties to be achieved: Standard paper grades (newspaper/LWC, etc.): 50 – ~400 kWh/t; Special grades (tracing paper, etc.): up to 3 000 kWh/t	Low - moderate for standard grades; high for special grades
Wet end	Forming and draining	Uses large amounts of electricity for machine drive and vacuum processes. Drives: energy-efficient design of the headbox (flow resistance, headbox supply pump) and twin wire machine (less vacuum) leads to power savings. Vacuum: about 80 kWh/t is used for vacuum systems (varies with grade and porosity)	Low. High, with heat recovery (if there is a use for recovered thermal energy, e.g. hall heating, heating of shower water and white water)

Main processes	Main process units	Type and role of energy in each process	Potential for energy savings (installed base versus state of the art)
Dry end	Pressing	Efficient dewatering (shoe press technology) can result in very large energy savings in the dryers (increased dryness also allows the machine to be speeded up)	High
	Drying	Apart from refining, it is the most energy-intensive process in papermaking. Mainly heat energy, even with shoe press	High - very high
	Size press and second dryer section	Heat energy for after size press drying	Low
	Calendering	Electrical energy for machine drives and pressing, thermal energy for heating	Low - high, depending on paper grade (higher gloss requires higher temperatures)
Coating	Coating and dryer	Electrical and heat energy for redrying	Low
Auxiliaries			
Power plant	Boiler(s), turbine	Heat energy (steam pressure)	Moderate - high
Waste water treatment	Aerobic techniques	Aeration, pumps. Efficient aerators, energy-efficient design concept and operation of the WWTP	Moderate. Thermal energy (biogas generation) depending on waste water characteristics
Machine air handling	Fans/heat exchangers	Electrical and heat energy (high dew point hood)	Moderate
HVAC ⁽¹⁾	Heat exchangers	Thermal energy from heat recovery from the exhaust air cap, the turbar vacuum or the dryer hood	Moderate - high
Steam & condensate system	Heat exchangers	Thermal energy recovery from drying cylinders	Low
Lubrication	Heat exchangers	Thermal energy	Low
Hydraulic	Pumps	Electrical energy	Low
Chemicals, starch preparation	Grinders, pumps, heat exchangers	Thermal, electrical energy	Low
Converting	Drives	Electrical energy	Low
Transport	Drives	Electrical energy	Low
Wrapping	Drives	Electrical energy	Low
⁽¹⁾ HVAC = heating, ventilating and air conditioning.			
<i>Source:</i> Unpublished data from a supplier, 2010. Data are taken from results of energy audits that were carried out between 2005 and 2010.			

Reporting energy use by process area instead of for the entire mill allows for meaningful comparison of energy use across mills and countries with widely varying processes and product mixes. A comparison for a specific process area can be performed with similar process areas in other mills. This methodology would allow for more precise estimations than the entire mill approach [194, Francis 2007], [197, IEA 2007]. An entire mill approach always needs a careful assessment of the relevant influences and a precise definition of borderlines in order to avoid misinterpretation.

Table 7.9 is an example for the energy consumption in the form of heat and electric power for an entire non-integrated fine paper mill with on-line coating. The figures represent a mill with a

technical age of no more than five years. The values include all the stages from disintegration of fibre raw materials to the final paper product and also include necessary service departments. Energy consumption for the coating process is included in the case of the production of coated paper (the mill has a capacity of 150 000 t/yr of coated fine paper from market pulp; the paper has a pigment content of 25 % and a moisture content of 4.5 %).

Table 7.9: Example of energy consumption (actual consumption figures for steam, gas and electricity at 100 % efficiency) in a non-integrated coated paper mill with a production capacity of 150 000 t/yr

Department	Process heat (kWh/t)	Electric power (kWh/t)
Stock preparation (pulper, refining, storage tower)	0	206
Paper machine • steam • gas (coating machine included)	1 090 130	583
Coating kitchen (preparation of coating colour slurry; energy demand depends on the recipe and combination of the coating colours)	575	36
Total paper mill	1 795	825
Effluent treatment	0	4
Total consumption per tonne of paper	1 795	829
Turbine generator		0
Total external supply	1 795	829
<i>Source: Unpublished data from a supplier, 2010. Data are taken from results of energy audits that were carried out between 2005 and 2010.</i>		

The external supply figure shows the amount of the total demand that is purchased from external sources as fuel oil, coal and gas and electricity. For more examples, the reader is referred to Section 2.5.2.

Process heat in the paper industry

Process heat is mainly used for four purposes:

- heating of water and liquors, wood or pulp, air and chemicals to the temperatures required by the process;
- evaporating water;
- covering the heat loss to the surroundings;
- conversion of heat into electric power.

Heating of water and liquors, wood or pulp, air and chemicals to the temperatures required by the process

Pulp and white water systems can often be kept warm enough without the addition of steam. It is essential to minimise the use of fresh water and increase the use of white water from an energy point of view. In non-integrated paper mills, exceptional addition of warm fresh water and/or circulation of the white water through heat recovery are often necessary to keep the temperature at a sufficient level in the white water system.

Evaporating water

In papermaking, paper drying is the most energy-demanding stage during which the majority of heat is consumed to evaporate water in the paper sheet. It is important to minimise the amount of water to be evaporated by mechanical measures (pressing). Development of the press section (use of twin wire and an extended nip press) has resulted in somewhat lower moisture levels of the

paper entering the drying section (this does not apply to tissue paper). In the case of surface sizing or coating, the dried paper has to be dried again after adding surface starch or coatings to the paper web. Higher concentrations and temperatures of these coating colours result in reduced heat consumption, given that the coating process allows for the use of higher temperatures.

Covering the heat loss to the surroundings

The majority of warm humid exhaust air discharged from the drying section is compensated by inlet dry air that has to be heated again (the heat losses to the environment after having passed several heat exchangers are called total heat loss). The heat requirements can be minimised by reducing the airflow through the drying section. The precondition for this is a high dew point hood (state of the art is 60 – 62 °C). This also gives a higher humidity of the outlet air, which increases the value of air as a source of secondary heat. Heat recovery through heat exchangers, e.g. for the incoming air, the process water and for building heating, also reduces heat consumption. Also, the entire heat recovery equipment such as ductwork, heat exchangers and fans can be sized down.

Conversion of heat into electric power

An increasing number of mills have installed cogeneration of heat and power plants, which is a conversion of primary energy into steam and electric power. In most cases, steam is produced at a high pressure and temperature, and reduced by a turbine to a pressure level which can be used in the dryer section of the paper machine.

Electric power in the paper industry

Electric power is mainly consumed for the operation of various motor drives and for refining in stock preparation.

- The motors are used for running fans, pumps, compressors, agitators, paper machine main drives, vacuum systems, various conveyors, etc.
- For refining, the electrical energy is primarily used to drive the rotor in the refiner. The energy usage varies by product with filter and blotting papers requiring the least energy and tracing papers requiring the highest input. Typical net power consumption for refining is shown in Table 7.10. The data relate to net electrical energy, i.e. the absorbed energy per fibre (kWh/tonne) which is inserted as grinding capacity into the fibres. Each refiner increases the pressure in the system, named the idle load, that is taken up by mechanical drag and turbulent forces and this is therefore not available to treat the fibres. The gross power needed is the net energy plus the idle load and is 30 – 50 % higher than the net energy.

Table 7.10: Typical power consumption in refining by product

Type of paper	Net energy ⁽¹⁾ for refining (kWh/t)	Remarks
Tissue	Up to 30	Refining in bypass mode, not total volume, see Table 7.15.
Printing and writing	60 – 200	Depending on mixture of long and short fibres, see Table 7.15.
Carbonless papers	150 – 200	Depending on mixture of long and short fibres, see Table 7.15.
Glassine/Greaseproof papers	450 – 600	Depending on mixture of long and short fibres, see Table 7.15.
Tracing papers	800 – 1 200	Depending on mixture of long and short fibres, see Table 7.15

⁽¹⁾ Net energy is derived from the gross power minus the idle load or free running power. Gross energy is the total electrical energy consumed including the losses. Gross energy = Net energy × 1.3 – 1.5. The idle load of a refiner is the power that is taken up by mechanical drag and turbulent forces and is therefore not available to treat the fibres.

Source: Unpublished data from a supplier, 2010.

The potential for energy savings will be high in some cases. For example, many refiners are incorrectly sized. This results in a high idle power which reduces refiner efficiency. Incorrect refiner fillings or dimensioning will cause an increased use of energy to achieve a desired freeness (savings potential of up to 20 % more than a standard solution). Compared to the possible savings by optimised refiner sizes and inserts, the other losses such as idle load or free running power are small.

Below, the consumption of electricity in paper mills is discussed in more detail to shed light on the technical background that provides the basis for improvements and the application of energy-efficient technologies.

The total electrical energy consumption at paper mills is summarised in Table 7.11. All electric power inside the paper mill building is included, i.e. all power usage inside the paper mill starting from the pulp storage towers (in integrated mills) and ending at the finishing operations is included in these figures. For non-integrated paper mills, all processes starting from the mixing chest are included, i.e. for the whole mill energy consumption, consumption data for pulpers that increase specific power consumption must be added (up to 30 – 60 kWh/t) and refiners, if applied. Waste water treatment is not included and consumes between 4 kWh/t and 10 kWh/t (see Section 2.5.4). The values in Table 7.11 are based on 100 % efficiency at the reel. The 100 % efficiency rate is used to make paper machines comparable, as the actual efficiency is a function of various inputs of the mill such as mechanical age, maintenance, operating skills, paper grade, etc. It should be noted that the mill efficiency changes the figures: the lower the efficiency of a paper machine, the higher the deviation from the dimensioning figures. The correction of the figures by the efficiency rate achieved plays a greater role at old machines or multi-grade machines with a lot of grade changes. These mills normally have less automation, measurement, control and documentation of the processes which are required to achieve very high efficiency rates. In contrast, modern mills that produce bulk grades of similar quality have reached 94 – 95 % efficiency (or even 96 % in a few cases).

Table 7.11: Typical electrical energy consumption at modern paper mills based on the dimensioning capacity (= 100 % at reel) of the paper machine

Paper grade	Power consumption in kWh/t (based on dimensioning capacity ⁽¹⁾ , Paper machine without stock preparation)(*)	Power consumption in kWh/t (data refer to the whole paper mill)(**)
Newsprint	480 – 630	500 – 700
LWC paper	550 – 750	500 – 800
SC paper	600 – 700	450 – 700
Fine paper (uncoated)	450 – 650	450 – 650
Fine paper (coated)	600 – 850	600 – 750
Multi-ply board	~ 680	
Sack paper	~ 850	700 – 850
Testliner	~ 550	
Tissue	500 – 3 000 ⁽²⁾	

(*) *Source:* Unpublished data from a supplier, 2010.
(**) *Source:* [CEPI comments D1, 2010]
⁽¹⁾ For paper mills that are equipped with a modern process control system, the measurement of the electrical energy demand is relatively simple to determine and can usually be read directly from the DCS (distributed control system). The determination of the real production (compared to the dimensioning capacity) and the method for calculation of the actual process efficiency often vary between mills but are part of the daily business.
⁽²⁾ The different drying systems used in tissue mills such as conventional Yankee cylinders, through-air drying or hybrid technologies have a significant effect on the energy consumption of the mill (according to ETS). The range reflects the full range of possibilities and is not typical in this sense.

The electricity consumption of the paper machine depends on the paper grades produced (e.g. higher grammage leads mathematically to better specific energy consumption), the speed of the machine (see Table 7.12 and Table 7.13) and the raw material mix used (e.g. coatings are easier

to dry than fibres, i.e. a high share of coating improves the SEC). The lowest values for power consumption correspond to packaging paper or corrugated base paper which consume about 400 – 600 kWh/t, whereas printing and writing paper (e.g. wood-free uncoated, WFU) consume about 450 – 650 kWh/t (electrical energy, 100 % efficiency). The highest power demand, up to 5 600 kWh/ADt, is needed for some special paper grades (e.g. tracing paper, older and smaller machines). For these special cases, the power is mainly consumed by more intensive refining. More detailed information on electricity consumption is given further below.

The total figures in Table 7.11 for the power consumption of paper mills represent a number of energy-consuming subsystems that are explained below. The sum of the subsystems of Table 7.12 and Table 7.17 (*Source*: all data from a supplier of paper mill equipment, 2010) correlates with the total power consumption figures of Table 7.11. The data are based on 100 % efficiency and are guaranteed values that are taken from the results of energy audits.

Table 7.12: Typical specific energy consumption at the approach flow system of paper mills

Type of machine	Power consumption	Remarks
Fast machines (>1 300 m/min)	70 – 130 kWh/t	Headbox feed pump energy increases to the second power when paper mill speed is increased
Slow machines	50 – 100 kWh/t	Slow machines below 1 200 m/min have in general no de-aeration system

Table 7.13: Typical specific energy consumption at the vacuum system of the wet end at paper mills

Type of machine	Power consumption	Remarks
Fast machines (>1 300 m/min)	70 – 100 kWh/t	Fast machines have bigger production; therefore specific power consumption is lower than for slow machines
Slow machines	80 – 110 kWh/t	

Table 7.14: Typical specific energy consumption at the under machine pulpers of the paper mill

Position	Power consumption new machines	Power consumption old machines	Remarks
Couch pit	2 – 5 kWh/t	3 – 7 kWh/t	Older paper mills (before the 1990s) typically had concrete vats or the tank shape was not optimised for slushing; technical development resulted in decreased power consumption
Press pulper	5 – 8 kWh/t	7 – 12 kWh/t	
Dry-end pulper	7 – 18 kWh/t	10 – 20 kWh/t	
NB: Under machine pulpers are tanks under the paper mill where paper web is slushed with water. These pulpers operate only during web breaks except the couch pit which operates continuously due to the trim. It collects drained water and wet wire trim.			

Table 7.15: Typical specific energy consumption for new machines at the refiners per tonne of refined pulp

Pulp grade	Power consumption per tonne of refined pulp	Remarks
Long fibre (bleached)	150 – 250 kWh/t	Manufacturing of pulp is not included in these figures; the higher end of the range refers to lower CSF levels. The actual power consumed per tonne of end product depends on the amount of refined pulp used per tonne of end product (e.g. if only 30 % of refined pulp is required, the values have to be multiplied by 0.3)
Short fibre (bleached)	75 – 150 kWh/t	
Long fibre (unbleached)	100 – 200 kWh/t	
Short fibre (unbleached)	Typically not refined	
RCF	60 – 100 kWh/t Typically not refined	

Table 7.16: Typical specific energy consumption at the stock preparation and white water systems per tonne of paper (excluding refining, pulpers and approach flow system)

Type of process	Power consumption	Remarks
White water system	20 – 30 kWh/t	Water storage towers, save-all, chests, pumps
Broke system ⁽¹⁾	5 – 50 kWh/t	Broke tower, broke screens, tanks and pumps depend highly on paper grade (uncoated/ coated). Coated grades need more energy (e.g. separated system for dry, wet and coated broke)
Mixing	5 – 15 kWh/t	Mixing chest, machine chest, pumps and agitators
Bale pulping (only for non-integrated mills)	20 – 35 kWh/t	Bale pulpers and conveyors, tanks and pumps
Pulp dosing (integrated mills)	5 – 10 kWh/t	Pulp line from storage to mixing chest; tanks, pumps, pumps strongly depending on location of stock preparation
Paper mill showers	10 – 20 kWh/t	Paper mill shower water system consisting of pumps, filters, screens

⁽¹⁾ Except the couch pit and the trim systems of the winder, the broke system is only operated in case of paper breaks. For the calculation of total energy consumption of entire mills, a time factor (<10 %) has to be considered for the broke system.

Table 7.17: Typical specific energy consumption of paper mill drives

Type of process	Power consumption	Remarks
Paper machine	150 – 300 kWh/t	Paper mill drives, former, press, dryer, sizer, reel; machine speeds up to 2 000 m/min
Ventilation, paper mill	30 – 60 kWh/t	Hood air supply, hood air exhaust, air to runnability components, wet-end ventilation, machine room ventilation, fans and pumps depending on the paper grade
Ventilation (finishing): includes coating machine, calenders, slitter winder, packaging	50 – 80 kWh/t	All equipment after the reel (e.g. coating, calendering, winding area), depending on the paper grade
Steam and condenser	2 – 6 kWh/t	Condensate and vacuum pumps
Lubrication and hydraulic pumps	10 – 40 kWh/t	Lubrication units and hydraulic pumps
Coaters	15 – 25 kWh/t	Per coater station, depending on applied coating weight
Calenders	30 – 120 kWh/t	This wide range is caused by <ul style="list-style-type: none"> finished paper weight heating energy for heated rolls (steam/electricity/gas)
Winders	20 – 50 kWh/t	Machine speeds of up to 3 000 m/min, wide range of paper weight
Finishing	10 – 15 kWh/t	Wide range of paper weight
Chemicals	5 – 50 kWh/t	Chemical mixers, feed pumps, screens, grinders, strongly depending on paper grade and kind of raw material supply

A great deal of the electric power that is consumed is transferred to energy in the form of mechanical work, and is finally transferred into heat. This heat is useful in many cases, since the heat contributes to keeping the systems at the required temperature levels.

Due to the high energy amount needed for paper production, the paper industry started very early to optimise the energy consumption of the production process. Forced by technical reasons (e.g. savings through more energy-efficient equipment were compensated by higher energy demand because of machine speed increases), the amount of electrical energy remained at almost the same level for decades. At the same time, the amount of steam was reduced by nearly 60 %. This was mainly achieved by installing higher dew point hoods and the intensive use of heat recovery systems.

More data on the energy consumption of pulp and paper mills can be found in Section 2.5. The measures for reduction of energy consumption in pulp and paper mills applicable to most paper grades are discussed in Section 2.9.6. For measures for reducing the use of thermal and electrical energy in papermaking, the reader is referred to Section 7.3.15.

Some additional explanations on specific energy consumption for tissue mills

As mentioned in Section 7.1.11.3, there are different papermaking processes in place to make tissue depending on the required tissue characteristics (softness, absorption, etc.) The main difference between the tissue-making processes is the way of drying the tissue and thus the energy consumption. Apart from the tissue-making process, there are additional processes that can significantly influence the energy consumption of a tissue mill:

- integrated deinking will require more energy;
- CHP/cogeneration will require more natural gas consumption;
- electrical steam boilers will require more electricity;
- biomass boilers will require less fossil fuel.

In Table 7.18 the total energy consumption is compared for mills with various tissue-making processes and raw materials.

Table 7.18: Energy data range for conventional tissue mills

Type of mill	Heat consumption (MJ/tonne)	Electricity consumption (kWh/tonne)
Virgin fibre mills	5.4 – 10.5	887 – 1 422
With additional processes ⁽¹⁾	5.4 – 18.04	887 – 2 012
Mills with TAD process ⁽²⁾	11.6 – 21	1 432 – 2 730
Recycled fibre mills	7.3 – 11.4	987 – 1 805
With additional processes ⁽¹⁾	6.7 – 12	987 – 3 130
⁽¹⁾ Additional processes can be on-site CHP, cogeneration, electrical steam boiler or biomass boiler.		
⁽²⁾ These are full mill consumption figures from 8 mills that have TAD machines. Most of these mills also have conventional paper machines on site and may have RCF processes.		
Source: [ETS, data 2008]		

7.2.2.5 Waste water and emissions to waste water

There are different sources of waste water discharges from paper mills which are described below (see Figure 7.3).

Rejects from stock cleaning

Pulp is cleaned ahead of the paper machine for the removal of impurities. The rejects from the cleaners contain the impurities (e.g. shives and sand) and also some valuable fibres, suspended in water. These rejects are usually discharged to the effluent treatment, but may also be discharged directly to the sludge dewatering.

Excess white water

The process water together with the chemical additives applied are drained off in the wire section of the paper machine to the main part, and are then finally removed from the paper in the press section and the drying section. The white water also contains the spent shower water from the cleaning of wires and felts. The main part of the white water is recycled within the paper machine as dilution water and shower water. The excess of white water (a certain amount of fresh water is added continuously to the paper machine which displaces white water) is discharged to the effluent or for use in stock preparation in integrated mills. This water usually passes through a fibre recovery unit before being discharged.

The amount of discharged white water depends on the degree of closure of the water circuits. It contains the majority of the continuous discharges of suspended solids and dissolved organic substances normally expressed as COD and BOD.

Temporary and accidental discharges

These discharges are not directly connected to the process and occur intermittently. Examples of such discharges are overflows of white water or even pulp from tanks or other equipment with a poor level control, spent wash water from the cleaning of equipment and flushing water from flushing of floors, etc.

Emissions to water or soil from storage and handling of potentially hazardous chemical additives should be prevented by appropriate design and operation of the facilities in such a way that potential pollutants cannot escape (see Section 2.9.2.3).

Cooling and sealing waters

The spent cooling waters and sealing waters from the vacuum system and pumps do not usually contain suspended solids. These waters are often recycled to some extent. Clean cooling waters should be separated from the other effluents in order to minimise the load on treatment plants and to maintain their efficiency.

Waste water flow

Coated/uncoated graphic and tissue paper

Figure 7.13 shows the specific waste water flow of a number of non-integrated paper mills that responded to the EIPPCB survey (reference years 2006 and 2008). Coated and uncoated fine paper mills reported waste water flows between 3.5 m³/t and 20 m³/t. Six mills (out of twelve examples) discharge less than 10 m³/t. The tissue producers that provided data for the EIPPCB survey (five mills) reported waste water flows between 4 m³/t and 12 m³/t, while calculated waste water flows from data provided by the European Tissue Symposium (ETS) for 2008 (yearly average loads and concentrations) yield waste water flows ranging from 1 m³/t to 42 m³/t. [CEPI comments WD Chap 7, 2012]

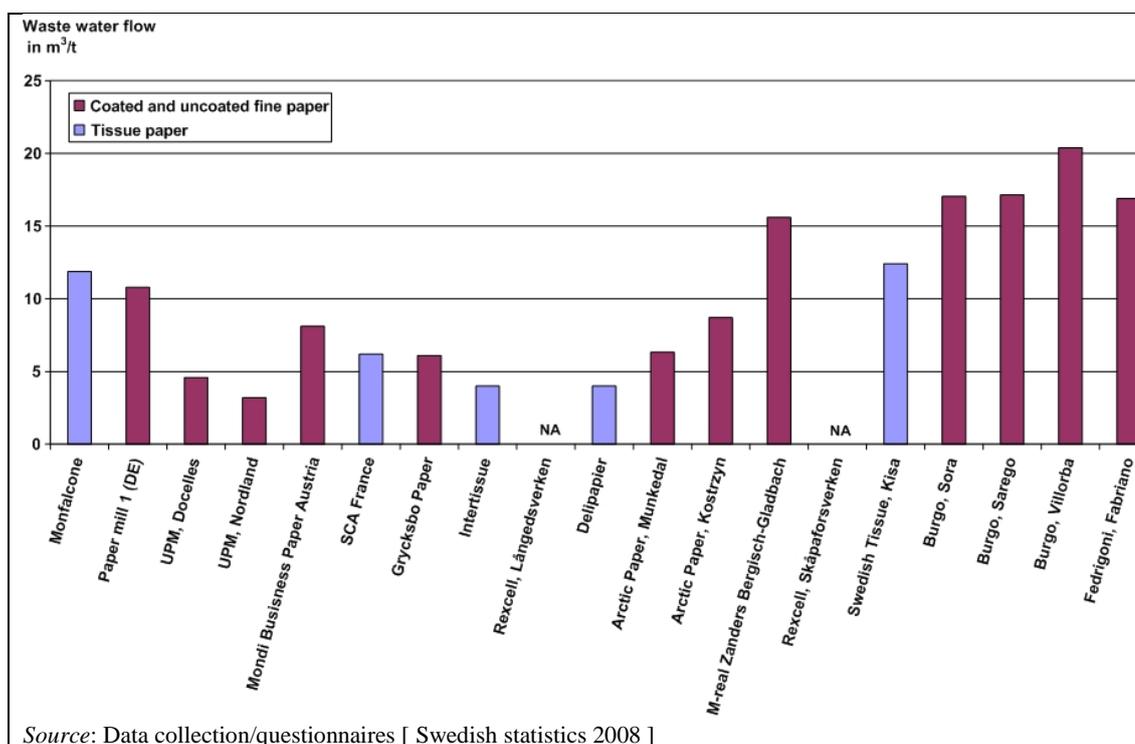


Figure 7.13: Examples of specific waste water discharge from non-integrated European paper mills (excluding speciality paper)

Speciality paper

Figure 7.14 shows the specific waste water flow of some speciality paper mills (EIPPCB survey, reference years 2006 and 2008). The reported waste water flows varied, depending on the product manufactured and the specific production conditions, between 13 m³/t and 100 m³/t, with three mills reporting values around 200 m³/t. Speciality papers are typically produced on smaller paper machines and with frequent grade changes leading to higher overall changeover losses and potentially higher specific water use. Strict requirements regarding cleanliness and/or incompatibilities between furnish components of different grades often require a complete emptying of the stock and water system when changing paper grades. Due to the strict cleanliness requirements in the production of speciality papers, water can in many cases only be recirculated to a limited extent.

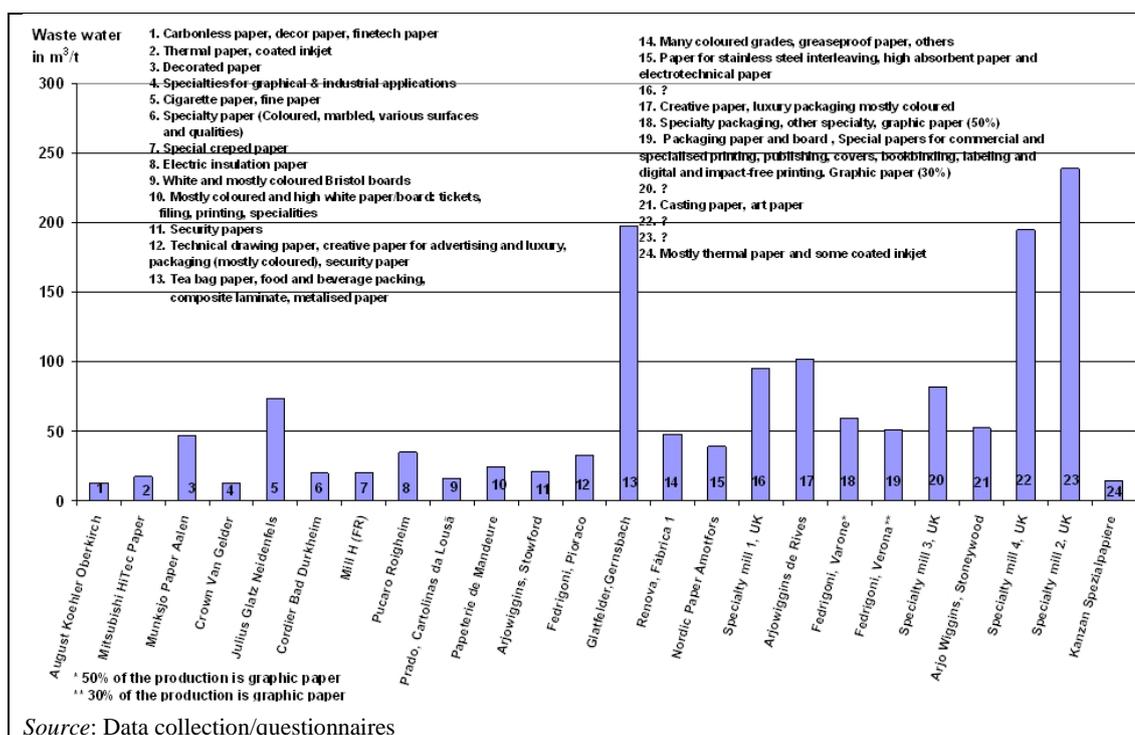


Figure 7.14: Examples of specific waste water flow from non-integrated European speciality paper mills

Pollution parameters

The most common parameters used to characterise final effluent discharges from paper mills include total suspended solids (TSS); BOD₅ or BOD₇; COD; total N and total P; AOX; and sometimes individual metals. More recently, whole sample toxicity has been used for single mills (e.g. in Germany, toxicity to duckweed) or as parameters in an ordinance for paper mill waste water (e.g. in Austria, toxicity to fish) because of the complexity of effluents containing a wide range of substances.

In the following sections, more detailed information on the emissions of individual waste water parameters relevant for papermaking is given. The data are provided, where available, as load (kg/t), concentration (mg/l), yearly and daily average. Values are presented as reported (e.g. with regard to decimal places, regardless of the uncertainty factor close to the detection limit). When interpreting the given concentration data, one should bear in mind the corresponding waste water flows. Due to efforts being made in some mills with regard to reducing water use and closing water loops, the concentration of pollutants might have increased. The plants with higher concentration values do not necessarily emit high emission loads.

Chemical oxygen demand

The discharge of organic matter from non-integrated paper mills originates mainly from organic matter released from the purchased pulp during repulping and processing, from the organic matter dissolved from the pulp in the refining stages above the paper machine, and from the organic chemical additives applied as product or process aids in papermaking (e.g. organic polymers). Those that are not retained in the paper web (see Figure 2.8) end up in the waste water. The significance of the contribution of chemical additives to the organic load of the paper mill depends on the amount and type of chemicals used. At least for some paper grades (e.g. speciality paper), the share of chemical additives in the total organic load discharged to the receiving water body is significant. Generally, there is a lack of knowledge about the contribution of chemical additives to the total waste water load.

Paper mills' emissions to water have become generally lower after efficient biological treatment. In an older investigation of a few mills in Germany, the share of additives in the total COD load after biological treatment was assessed. In the investigated example mills, it amounted to about

26 % for coated printing and writing paper, 20 % for newsprint from recovered fibre, 43 % for hand towels from recovered fibres and 35 % for coated cartonboard from recovered fibres [68, IFP 1997]. However, these results may have great uncertainties (e.g. limited number of mills investigated; retention factors obtained in laboratory tests). The values therefore give only an indication of the possible share of chemical additives that may be released via waste water. They should not be generalised.

Coated/uncoated graphic and tissue paper

In Figure 7.15, the specific COD load for several non-integrated wood-free paper mills manufacturing coated or uncoated graphic or tissue paper is shown as a yearly average (*Source*: EIPPCB survey (reference years 2006 and 2008) and ETS data (reference year 2008) for tissue mills No 1 to No 25). As many paper mills produce coated paper as well as uncoated fine paper, a distinction between these paper grades was not possible.

Data provided range from 0.18 kg COD/t to 1.90 kg COD/t for graphic paper and from 0.15 kg COD/t to 1.80 kg COD/t for tissue mills (with two mills reporting values above 2 kg/t). Most of the 20 mills of the EIPPCB survey discharge less than 1 kg COD/t as a yearly average, seven of them less than 0.5 kg COD/t. Only seven of these mills discharge organic loads above 1 kg/t. Values for tissue mills reported in the ETS data were mostly higher, with values of up to 3.2 kg COD/t. However, the upper range (mills > 1.8 kg COD/t, e.g. tissue mills No 22 to No 25) refers to mills without biological waste water treatment.

The yearly averages of COD concentration values for non-integrated paper mills obtained via the EIPPCB data collection ranged from 17 mg/l to 119 mg/l for coated and uncoated graphic paper and from 27 mg/l to 140 mg/l for tissue paper. ETS reported daily averages of COD concentrations with values for tissue mills from 27 mg/l up to 500 mg/l after biological treatment.

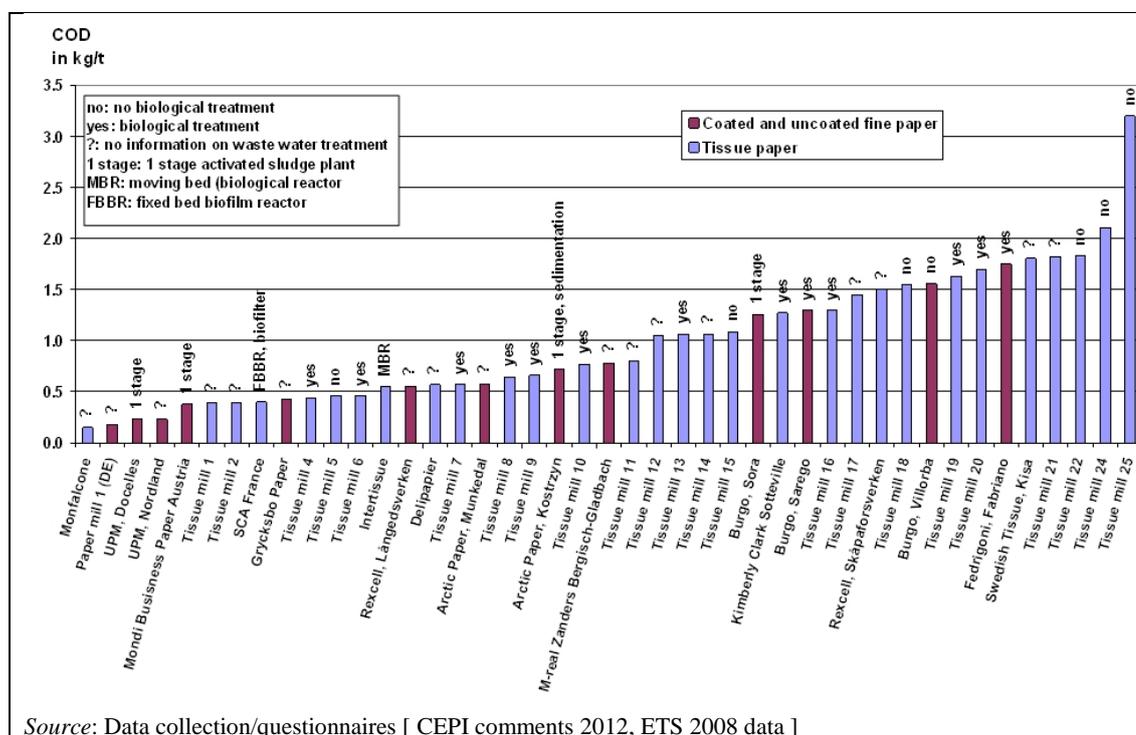


Figure 7.15: Examples of specific COD emissions as a yearly average after waste water treatment from non-integrated European paper mills (excluding speciality paper)

Regarding short-term averages of COD, since data gathering does not allow enough representative data to be shown for this parameter, variations of daily COD loads for a German non-integrated tissue mill over the course of a year are shown in Figure 7.16.

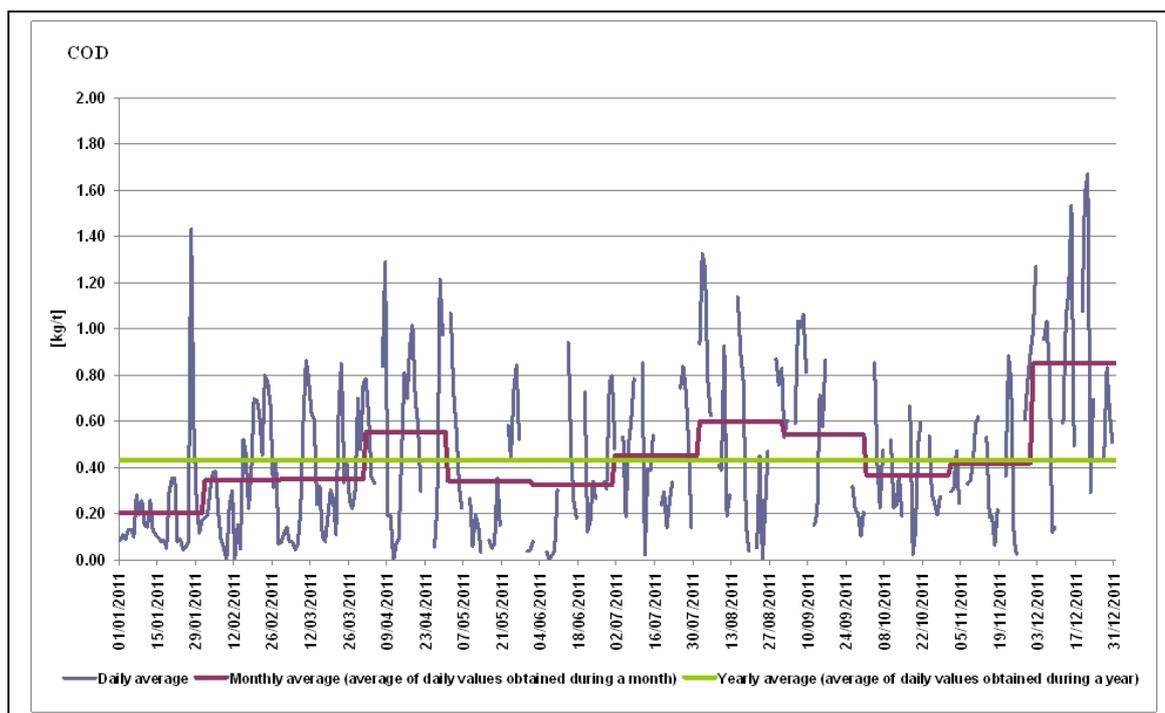


Figure 7.16: Daily COD loads over one year from a German non-integrated tissue paper mill

Speciality paper

For speciality paper mills, the concentration of the organic load discharged to waste water is often low, but together with the comparatively high waste water flow (see Section 7.2.2.2) it may result in higher specific emission loads per tonne of product than for standard wood-free fine paper. In Figure 7.17 the yearly average specific COD emission load is given for several non-integrated speciality paper mills (*Source*: EIPPCB survey, reference years 2006 and 2008). The major grades of speciality paper produced by the example mills are also given in the graph to indicate the variety of grades produced for graphical and industrial applications.

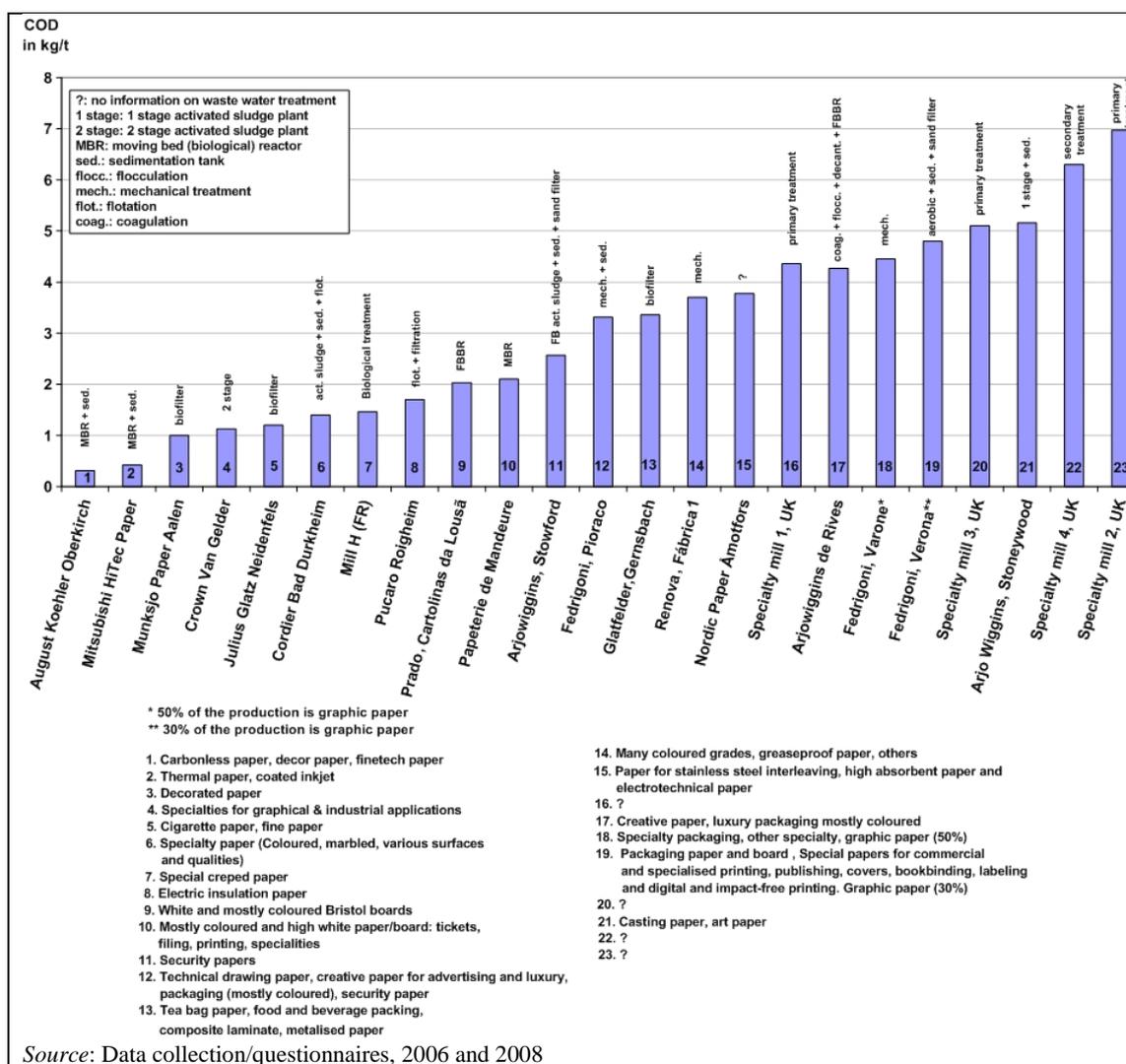


Figure 7.17: Examples of specific COD emissions as a yearly average after waste water treatment from non-integrated European speciality paper mills

The reported COD emissions for speciality paper mills vary between 0.31 kg COD/t and 7 kg COD/t (*Source*: EIPPCB survey, reference years 2006 and 2008). The variation is greater than with non-integrated, mainly wood-free paper mills due to the variety of grades produced, but also due to the differences in terms of the management of the chemical additives used, water management and applied effluent treatment systems. Of the mills that responded to the EIPPCB questionnaires, almost half discharge less than 2 kg COD/t as a yearly average, and only two mills discharge more than 5 kg COD/t.

Yearly averages of COD concentration values for non-integrated speciality paper mills obtained by the EIPPCB data collection ranged from 17 mg/l to 118 mg/l.

Regarding short-term averages of COD, since data gathering does not allow enough representative data to be shown for this parameter, variations of daily COD loads for a single mill (Speciality DE 4) over the course of a year are shown in Figure 7.18.

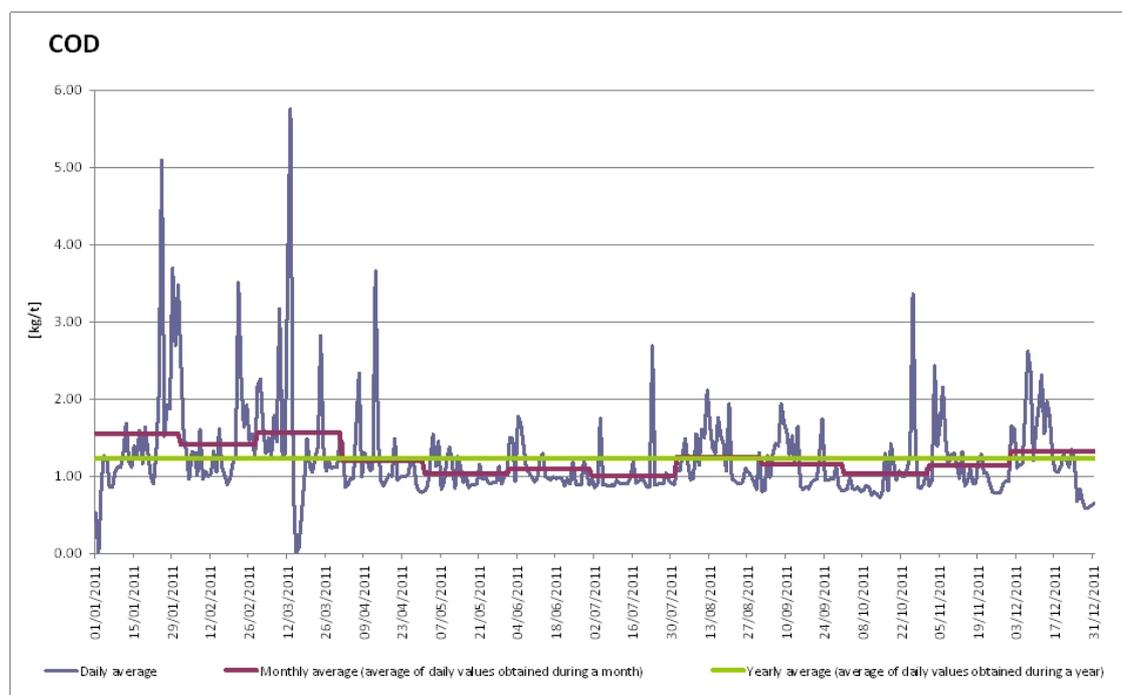


Figure 7.18: Daily COD loads over one year from a non-integrated speciality paper mill (Speciality DE 4)

Biological oxygen demand (BOD₅ or BOD₇)

Coated/uncoated graphic and tissue paper

The BOD emission loads reported as a yearly average for non-integrated wood-free paper mills in the EIPPCB survey provided ranges of 0.03 – 0.27 kg BOD₅/t for coated and uncoated graphic paper and 0.01 – 0.19 kg BOD₅/t for tissue mills. Reported concentration values were in the range of 3 – 17 mg/l for graphic paper and 2 – 16 mg/l for tissue. Available ETS load data for non-integrated tissue mills (reference year 2008) range from 0.008 kg BOD/t up to 0.90 kg BOD/t, with the highest values (e.g. 0.77 kg BOD/t and 0.90 kg BOD/t) referring to mills without biological waste water treatment. The highest reported value for a plant with biological treatment was 0.51 kg BOD/t. Concentration values for tissue mills as given by ETS ranged from 0.7 mg/l up to 200 mg/l as a daily average.

Speciality paper

Reported yearly average BOD emission load values for non-integrated speciality paper mills range from 0.12 kg BOD₅/t to 0.3 kg BOD₅/t, while yearly average concentration values range between 4 mg/l and 23 mg/l.

In properly working biological treatment plants, the concentration of BOD₅ or BOD₇ after treatment is 10 – 20 mg/l as a yearly average. BOD levels of around 5 mg/l are hard to measure accurately and to reproduce. They should be interpreted as values close to the detection limit.

Short-term averages of BOD emissions reported from speciality mills are shown in Figure 7.19.

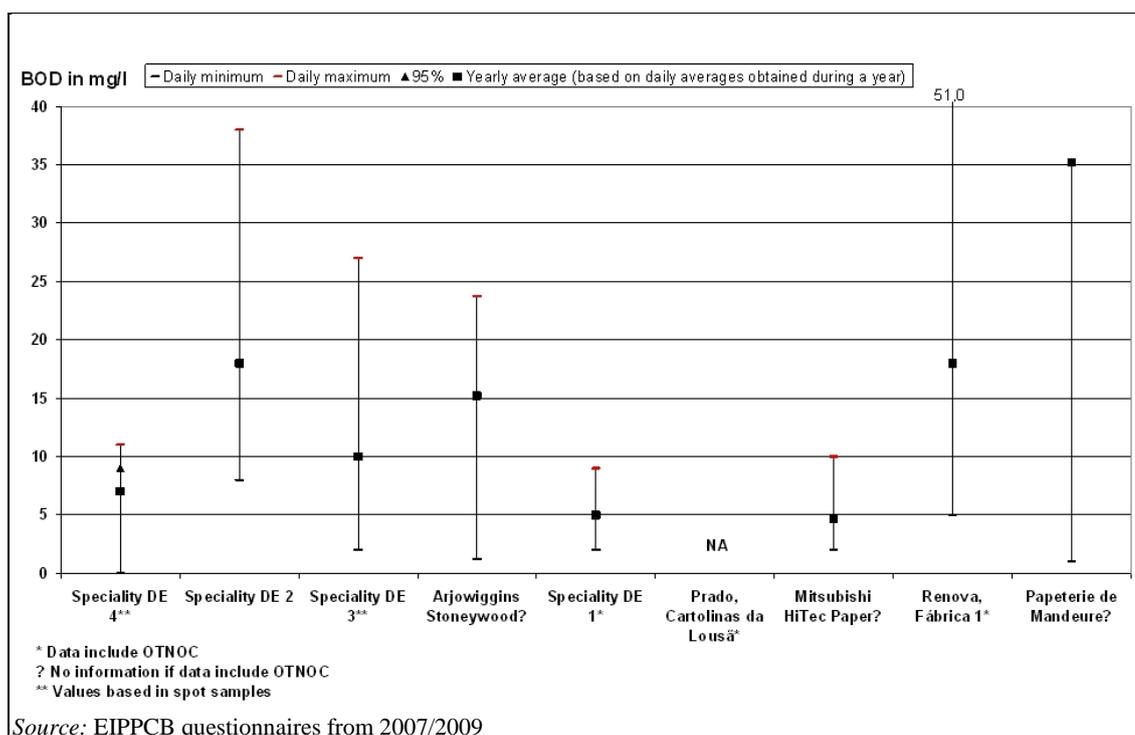


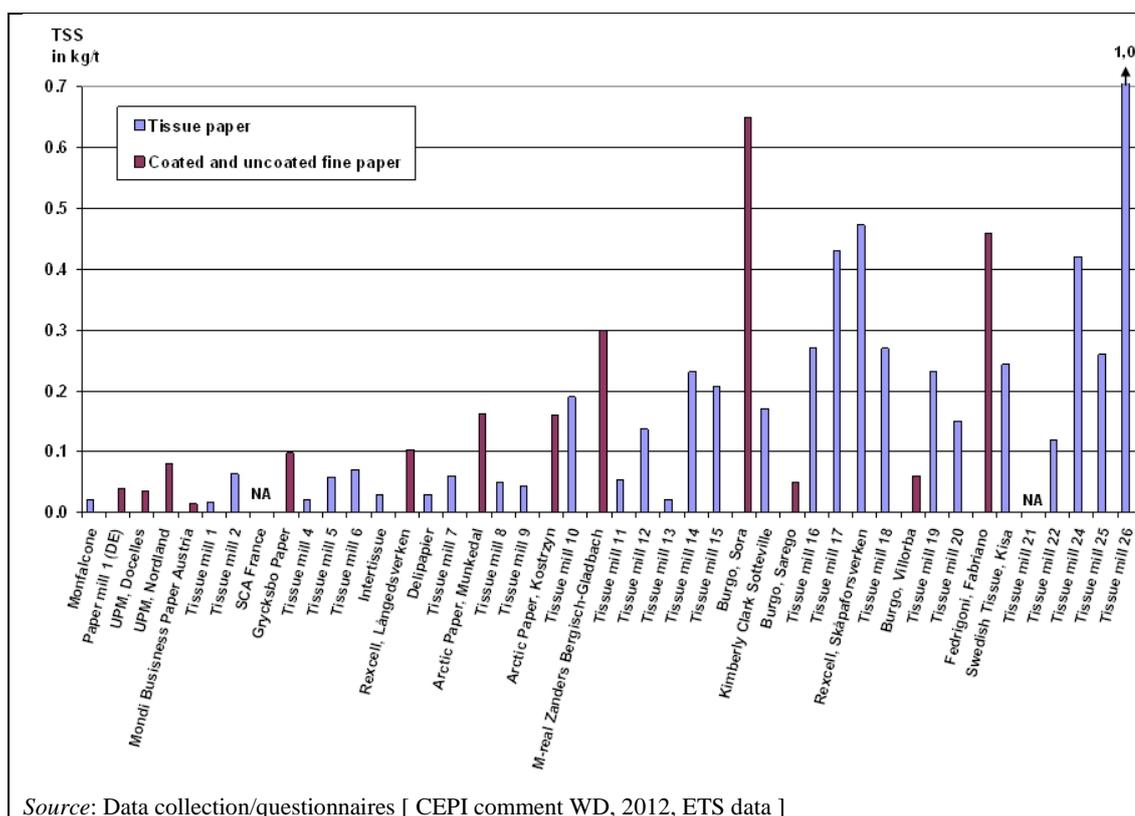
Figure 7.19: Short-term averages of BOD emissions from non-integrated European speciality paper mills

Total suspended solids

Coated/uncoated graphic and tissue paper

Figure 7.20 shows the data provided for the EIPPCB survey for TSS emission loads: 0.014 – 0.3 kg TSS/t for graphic paper mills (with the exception of two mills, which reported 0.46 kg TSS/t and 0.65 kg TSS/t, respectively) and 0.02 – 0.473 kg TSS/t for tissue paper mills. As can be seen in the figure, 11 of the 19 non-integrated graphic and tissue paper mills that reported TSS data for the EIPPCB survey discharge about 0.1 kg TSS/t or less. Of these, five mills reported even less than 0.05 kg TSS/t as a yearly average. Values for tissue mills reported in the ETS data range from 0.016 kg TSS/t to 1.0 kg TSS/t, with the upper range (mills >0.27 kg TSS/t, e.g. tissue mills No 24 and No 26) referring to mills without biological waste water treatment.

Non-integrated graphic paper mills (EIPPCB data collection) reported concentration values from 3.6 mg TSS/l to 26 mg TSS/l, and tissue mills from 6 mg/l to 12 mg/l as a yearly average value. Daily average values for tissue mills provided by ETS ranged from 1.8 mg/l to 20.8 mg/l after biological treatment.



Source: Data collection/questionnaires [CEPI comment WD, 2012, ETS data]

Figure 7.20: Examples of specific TSS emissions as a yearly average after waste water treatment from non-integrated European paper mills (excluding speciality paper)

Speciality paper

In Figure 7.21 the yearly average for specific TSS emission loads as reported for the EIPPCB survey is given for non-integrated speciality paper mills. The data range from 0.1 kg TSS/t to 1.98 kg TSS/t, with the majority of reporting plants (15 of 18) emitting less than 0.8 kg TSS/t. The reported yearly average of TSS concentration values for speciality paper mills ranged from 2 mg/l to 31 mg/l (EIPPCB data collection).

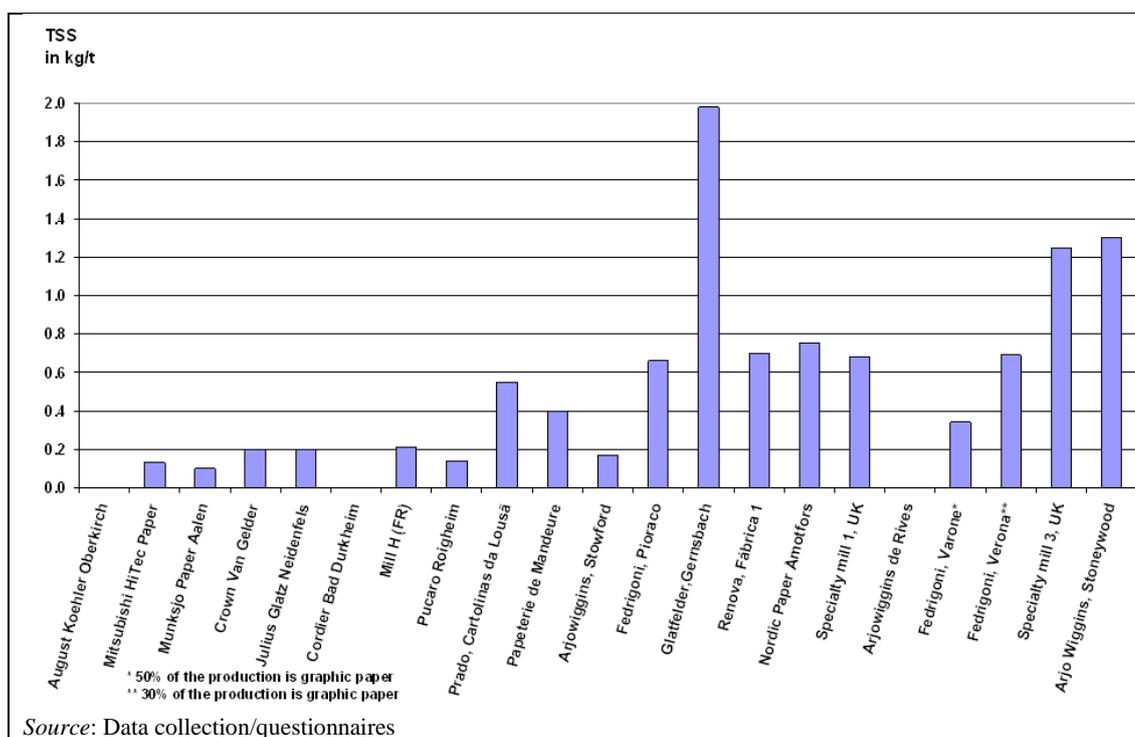


Figure 7.21: Examples of specific TSS emissions as a yearly average after waste water treatment from non-integrated European speciality paper mills

AOX

AOX emissions from paper mills have decreased over the last years as chlorine bleaching is practically abandoned today. Sources of adsorbable organically bound halogens are mainly some chemical additives (e.g. wet strength agents and impurities, e.g. as epichlorohydrin), traces of organic halogens originating from the purchased ECF pulp, and, to a lesser extent, process water treated with chlorine-containing disinfectants (if applied).

AOX-reduced neutral wet strength agents are available on the market and are an option for further reduction of AOX emissions. Activated sludge treatment results in further AOX reductions of between 30 % and 50 %. However, this reduction is partly achieved by stripping these compounds during waste water treatment.

Coated/uncoated graphic and tissue paper

Reported yearly average specific AOX emission loads (EIPPCB data collection) for non-integrated graphic paper mills ranged from 0.0004 kg AOX/t to 0.01 kg AOX/t, while for tissue mills they ranged from 0.0005 kg AOX/t to 0.001 kg AOX/t. As a yearly average, AOX concentrations vary between 0.04 mg/l and 0.2 mg/l for graphic papers and between 0.08 mg/l and 0.3 mg/l for tissue.

Speciality paper

Speciality paper manufacturers reported AOX emission loads of 0.001 5 kg/t to 0.01 kg/t and concentration values of 0.02 – 0.36 mg/l as yearly averages.

Nutrients

Effluents from pulp and paper mills normally contain only low concentrations of nitrogen and phosphate so nutrients need to be added for the effective operation of the biological waste water treatment plant. Nitrogen and phosphorus compounds in waste water originate mainly from the addition of these nutrients in the biological treatment plant (see Section 2.9.11.2.3). Some chemical additives may also contain organically bound nitrogen compounds. For example, optical brighteners may contain up to 30% organically bound nitrogen (urea). During biological treatment, part of the organic nitrogen may be hydrolysed into ammonium and transformed to nitrate compounds in the aerated basins.

Assuming a controlled dosage to ensure optimal performance of the waste water treatment system, TN_b concentrations of 5 – 20 mg/l and tot-P concentrations of 1 – 2 mg/l are achievable (as a daily average).

Coated/uncoated graphic and tissue paper

In Figure 7.22 the yearly average of specific tot-P emission loads is given for non-integrated graphic paper and tissue mills (EIPPCB survey). Reported yearly average phosphorus emission loads (EIPPCB data collection) for non-integrated graphic paper mills ranged from 0.000 4 kg tot-P/t to 0.01 kg tot-P/t, while for tissue mills they ranged from 0.000 3 kg tot-P/t to 0.004 9 kg tot-P/t.

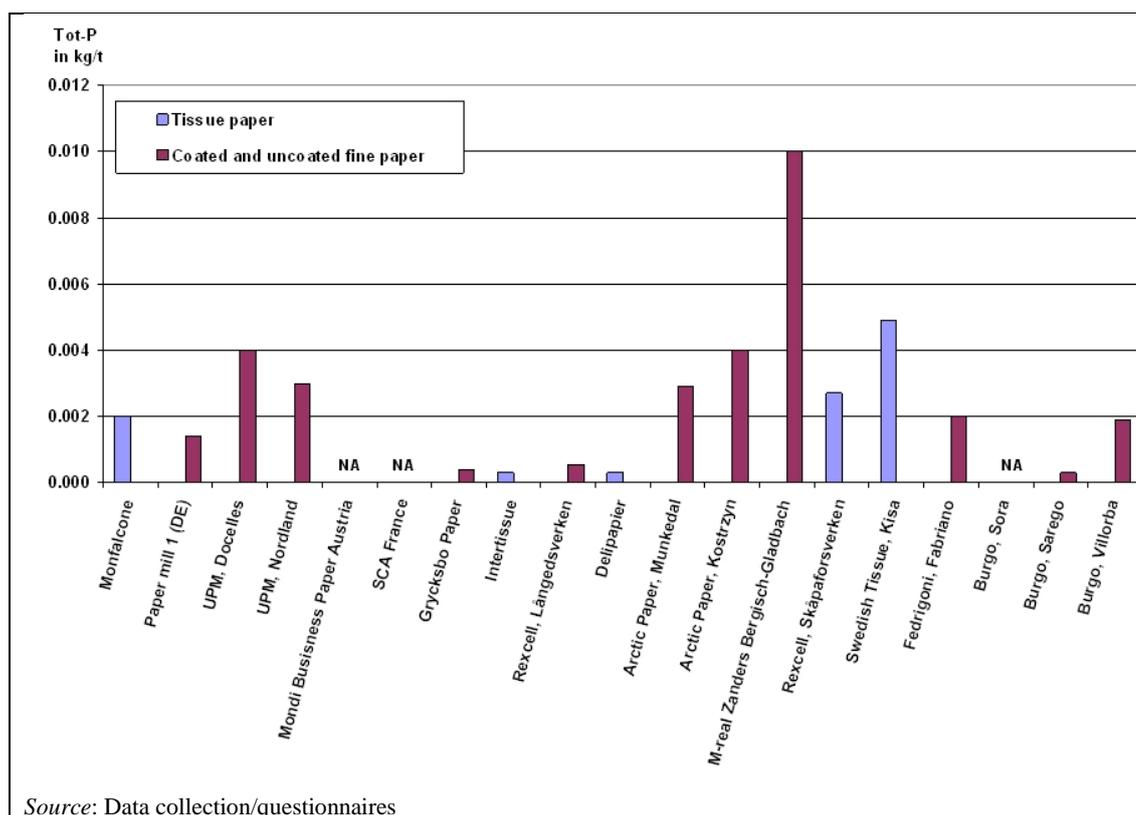


Figure 7.22: Examples of specific tot-P emission load as a yearly average after waste water treatment from non-integrated European paper mills (excluding speciality paper)

The figure shows that 14 of the 16 graphic and tissue paper mills that responded to the EIPPCB questionnaires discharge less than 0.004 kg tot-P/t, and that nine of these even reported yearly average values of below 0.002 kg tot-P/t. Only two mills reported higher values, with one as high as 0.01 kg tot-P/t.

Reported yearly average tot-P concentration values vary between 0.06 mg/l and 1 mg/l for graphic papers and between 0.08 kg tot-P/t and 1.3 kg tot-P/t for tissue, with only a few mills exceeding 1 mg tot-P /l.

Speciality paper

In Figure 7.23 the results for the data collection for speciality mills are given. Reported tot-P emission loads vary between 0.000 4 kg/t and 0.065 kg/t as yearly averages. Of 16 speciality paper mills that responded to the EIPPCB questionnaires, all but one discharge less – or significantly less – than 0.04 kg tot-P/t (14 mills). In fact, 13 mills discharge less than 0.02 kg tot-P/t and 10 of these even less than 0.01 kg tot-P/t.

Concentration values reported ranged from 0.02 mg/l to 1.25 mg/l. Of the 12 mills that reported concentration values, only two exceeded 1 mg tot-P/l as a yearly average value (1.2 mg/l and 1.25 mg/l); while nine mills reported tot-P values \leq 0.3 mg/l. (EIPPCB survey)

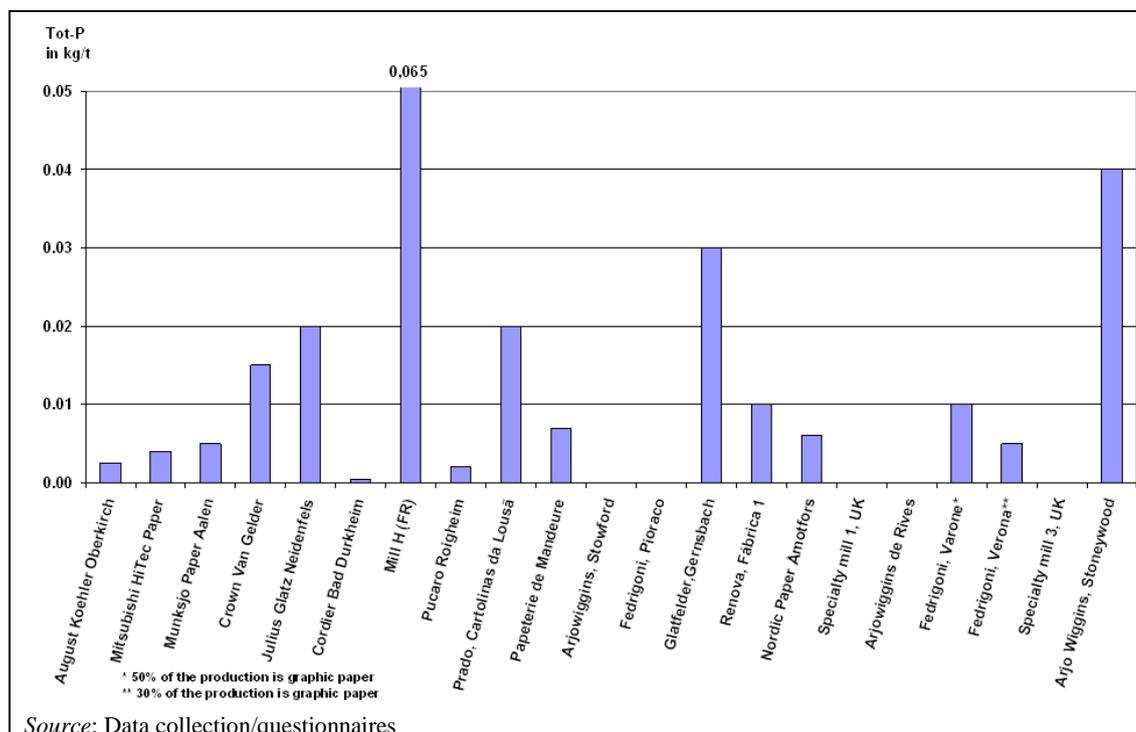


Figure 7.23: Examples of specific tot-P emission load as a yearly average after waste water treatment from non-integrated European speciality paper mills

Short-term averages of tot-P emissions reported from speciality mills are shown in Figure 7.24.

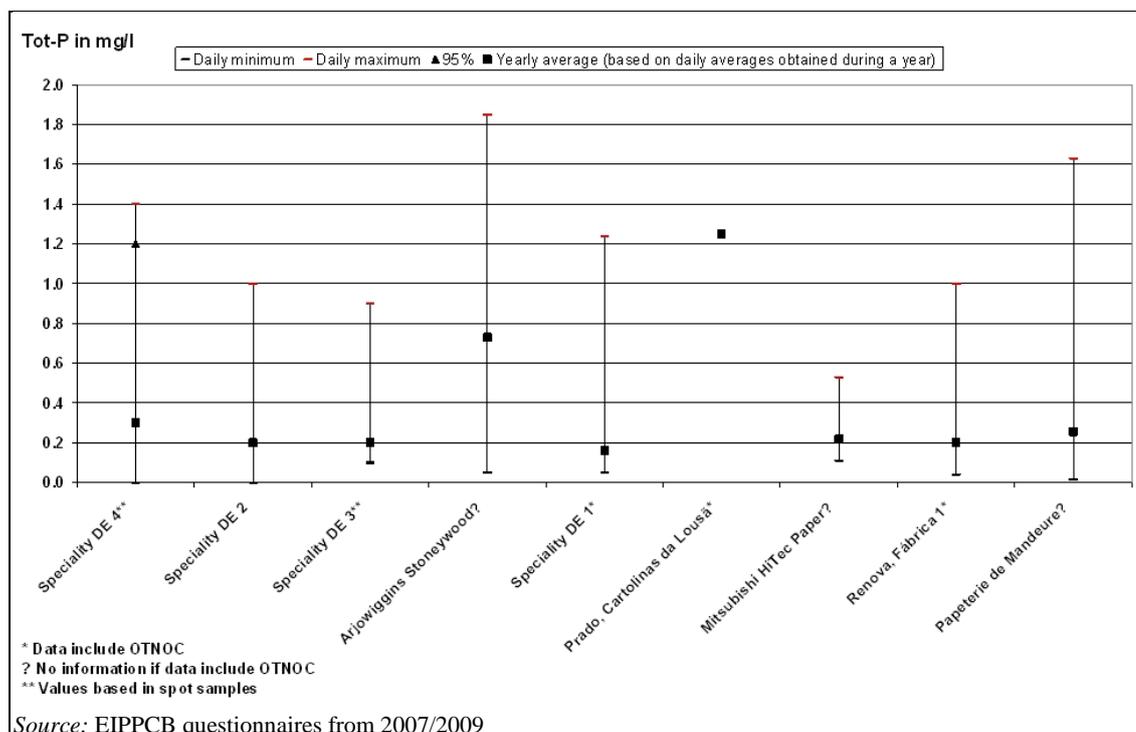
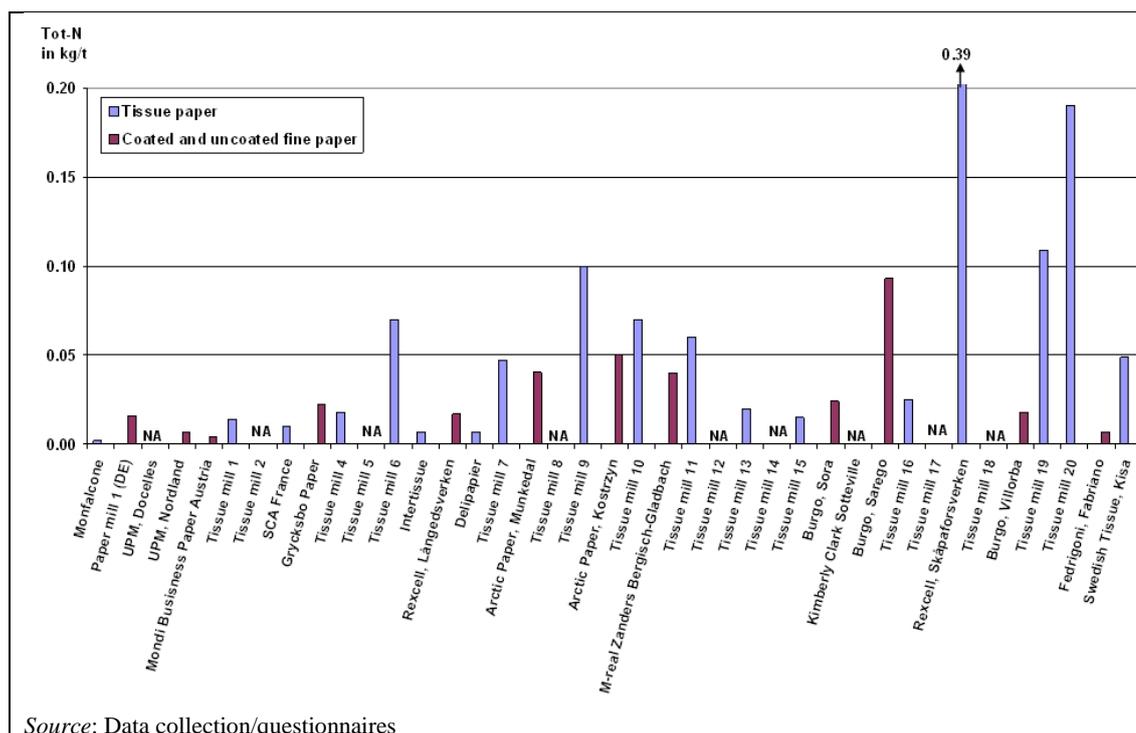


Figure 7.24: Short-term averages of tot-P emissions from non-integrated European speciality paper mills
Coated/uncoated graphic and tissue paper

Figure 7.25 shows the reported yearly averages for tot-N for non-integrated graphic and tissue paper mills that responded to the EIPPCB questionnaires and for tissue mills reported via the ETS. The values range from 0.004 kg tot-N/t to 0.093 kg tot-N/t for graphic paper and from 0.002 kg tot-N/t to 0.39 kg tot-N/t for tissue. Of the 18 mills providing data through the questionnaires, 14 discharge less than 0.05 kg tot-N/t and 9 mills reported N emission loads of less than 0.02 kg tot-N/t. Values for tissue mills reported in the ETS data (tissue mills No 1 to No 20) range from 0.014 kg tot-N/t to 0.19 kg tot-N/t, with most of the values below 0.01 k/ADt.

Concentration values reported ranged from 0.6 mg/l to 10.1 mg/l for graphic paper and from 0.9 mg/l to 16 mg/l for tissue. In general, reported N concentration values varied mostly between 1 mg tot-N/l and 7 mg tot-N/l; only two exceeded 10 mg tot-N/l as a yearly average value.



Source: Data collection/questionnaires

Figure 7.25: Examples of specific tot-N emission load as a yearly average after waste water treatment from non-integrated European paper mills (excluding speciality paper)

Speciality paper

Figure 7.26 shows the reported yearly averages for tot-N for non-integrated speciality paper mills that responded to the EIPPCB questionnaires. Values ranged in general from 0.013 kg tot-N/t to 0.55 kg tot-N/t.

Speciality mills reported N concentrations between 0.32 mg/l and 6.64 mg/l.

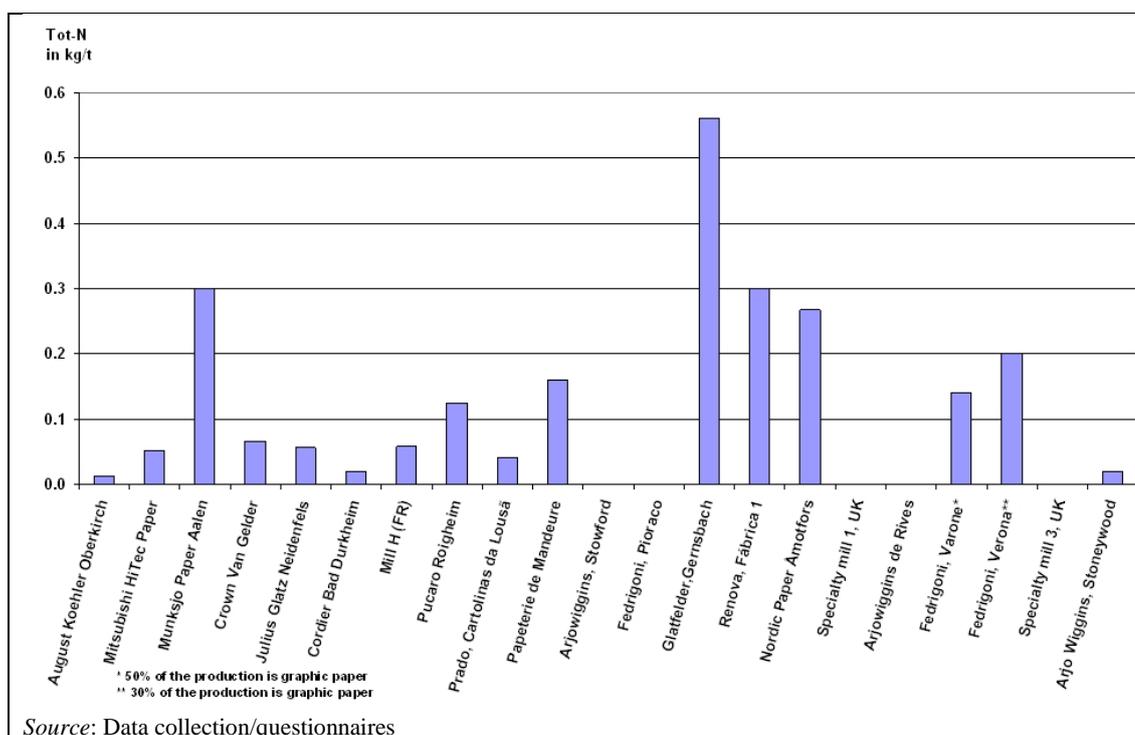


Figure 7.26: Examples of specific tot-N emission load as a yearly average after waste water treatment from non-integrated European speciality paper mills

Short-term averages of tot-N emissions reported from speciality mills are shown in Figure 7.27.

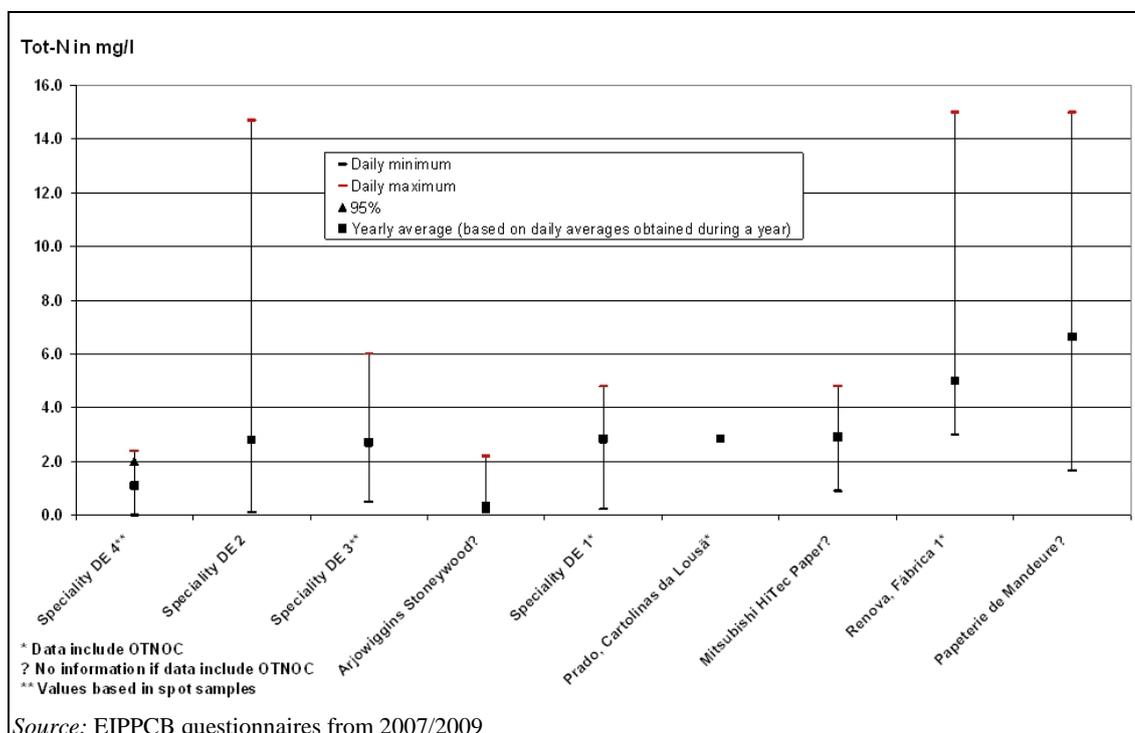


Figure 7.27: Short-term averages of tot-N emissions from non-integrated European speciality paper mills

7.2.2.6 Solid waste generation

Various types of waste are generated at paper mills according to the following different sources:

- rejects from stock preparation,
- sludge from water treatment,
- other waste fractions.

Rejects from stock preparation

Rejects are generated by cleaning of the pulp furnish before the paper machine headbox. The rejects contain various impurities like shives, sand, etc. and also some fibres. The dry solids content is usually around 1 – 25 %. These rejects are normally led to the effluent treatment but may also be led directly to the sludge dewatering. Most of the solids will end up in the primary sludge from primary clarification. This is why the rejects are often not separately accounted for in the waste data.

Sludge from water treatment

Sludge from raw water and waste water treatment represents at many paper mills one of the main groups of potential waste. Different types of sludge can be distinguished.

1. Sludge from chemical pretreatment of surface water to generate process water by means of chemical precipitation/flocculation. It is only generated in mills using surface water that requires this special treatment. In these cases the amount of sludge can be significant.
2. Sludge from primary clarification. It is generated at most mills. It consists primarily of fibre and fines and of inorganic material at mills using fillers.
3. Excess sludge from biological treatment. It contains a high proportion of organic material. The generation of sludge in anaerobic treatment is moderate (about 1/7 compared to aerobic treatment).
4. Sludge from chemical flocculation is generated at mills carrying out tertiary effluent treatment (see Section 3.3.14). This treatment produces a considerable amount of sludge. The amount of organic/inorganic material in the sludge varies from mill to mill depending on the dosage and type of flocculants used. Many mills that manufacture coated papers operate a separate treatment of the waste water from coating operations. For these concentrated effluents, flocculation is a common practice resulting in sludge that has to be dewatered and further treated.

Table 7.19 gives some examples of the amount and types of rejects, sludge and other waste fractions generated per tonne of produced paper. The quantities of solid waste generated in paper mills depend on the type of paper manufactured, the raw materials used and the techniques applied. It is difficult to find representative figures for the typical amount of solid waste for different types of paper mills that are sufficiently qualified (clearly defined waste fractions, dry solids content, applied pretreatment, etc.), and that differentiate between different raw materials and paper grades. In different countries, different waste fractions are reported. The main valorisation options and major disposal routes are respectively described below.

Table 7.19: Examples of amount of solid waste (t/yr) for some paper grades

	Wood-free paper and board	Tissue from purchased chemical pulp	Speciality papers
Production per year (1994)	904 509	24 540	965 962
Number of mills	6	1	20
Solid waste, total	29 761	211	161 945
Bark	0	0	407
Rejects from screening/cleaning	0	0	639
Sludges, total	27 972	50	76 506
Chemimechanical sludge	8 852	0	46 259
Biological sludge	120	0	159
Mixed sludge from waste water treatment	19 000	50	30 088
Residues from incineration, total	1	0	26 842
Ashes/slugs	1	0	26 671
Residues from abatement of air emissions	0	0	171
Other, total	1 788	161	57 551
Paper waste	1 709	90	46 817
Other	79	71	10 734
Specific waste (kg waste/t product)	33	9	168
NB: The figures refer to moist waste with a dry solids content needed for further utilisation or disposal, they show the total waste regardless of whether they are utilised or not [Solid Waste Handbook, 1996].			

Biological and chemical sludges have poor dewatering properties. The sludge is usually thickened before being dewatered in a belt press, filter press, screw press or on a vacuum filter. Normally they are mixed with primary sludge (or bark if available) before dewatering.

Inorganic and/or organic chemicals are used to improve the dewatering of sludge by forming larger flocks. Mixed sludge can be dewatered to a 25 – 35 % dryness with belt presses, 35 – 40 % with filter presses and to 40 – 60 % with a screw press using steam in the pretreatment stage. The achievable degree of water removal depends to a certain extent on the quantity of biological sludge mixed with primary sludge, the ash content and the fibre content. In some paper mills the sludge is also dried after dewatering.

In many Member States the dumping of waste with high organic content is discouraged by governments. The EU Directive on landfill of waste will support this tendency in setting targets to cut the amount of biodegradable (municipal) waste sent to landfills. Consequently alternative disposal routes and pretreatment options need to be developed for larger quantities of sludge (see Section 2.9.8). Many organic substances are burnt for energy recovery. Burning reduces the volume of waste and the inorganic content remains as ash, which is normally transported to a landfill site. Ash is also used as raw material for the cement industry.

Besides production-related rejects and sludge, ash slags and filter dust from power boilers form a group of waste which is generated in some mills (depending on the fuels used and the abatement techniques applied for emissions to air).

Other waste fractions

In addition, there are other types of waste generated in smaller amounts, but which may still create problems as regards disposal. The following types can be distinguished but they are difficult to quantify as a specific amount per tonne of product:

- scrap iron and other metals,
- plastics,
- chemicals including coating residues,

- spill oil,
- glass,
- packaging (e.g. container for chemicals, pallets),
- building waste as wood, concrete, bricks, etc.,
- waste from laboratories,
- domestic waste,
- paper waste that cannot be utilised in the mill,
- wires and felts.

Most of this material can be utilised when the single waste fractions are collected and stored separately.

7.2.2.7 Emissions to air

Emissions to air from energy generation

Emissions to air from paper and board mills are mainly related to energy generation, i.e. to various types of power plants and not to the papermaking process itself. Because atmospheric emission levels of paper mills are directly linked to energy consumption, saving energy will lead to a reduction in air emissions. For instance, the cogeneration of heat and power consumes less energy than the conventional separated generation of electricity and heat because the conversion efficiency of fuel use of CHP plants is significantly higher. For the amount of total primary energy used and the associated emissions, it is very significant whether the mill uses purchased electricity from the public grid or power generated on site in a CHP plant.

Furthermore, the emission levels depend on the type of fuels used (coal, oils, gas) and the implementation of emission control techniques for the reduction of SO₂ and NO_x, particulates and non-incinerated organic gaseous substances. Abatement techniques for emissions to air are generally applicable to combustion processes of fossil fuels for generating power and steam. Because air emission control techniques are not specifically related to the paper industry but the industry in general, this issue will not be comprehensively covered in this document. Only some generally acknowledged measures for improvement of the environmental performance of energy supply in paper mills are discussed in Section 2.9.7.

Emissions to air from the paper mill

Releases to air that are not related to energy generation are mainly volatile organic compounds (VOC). This emission is usually of minor importance and within generally acceptable limits (i.e. below national limit values for these substances).

Situations where emissions of volatile organic compounds need to be controlled are related to a limited number of paper mills of different types. In paper mills that utilise volatile organic chemical additives in the production process, these substances are measured in low concentrations in the exhaust air. Most volatile components of virgin pulps have been lost to the atmosphere by the time the pulp reaches the paper machine. However, in the dryer section of the paper machine or after coating the paper, the web is heated up to 100 °C to evaporate the residual water. Apart from the water vapour, volatile components from the fibre material and from chemical additives are also released. Usually no special abatement techniques for these emissions are applied in paper mills because the released loads are relatively small.

The results of an investigation into the exhaust air in seven paper mills in Germany are summarised in Table 7.20.

Table 7.20: Organic substances measured in the exhaust air of paper mills before heat exchange

Investigated installations	Total mass flow as orgC _{total}	Mass concentration as mg orgC/Nm ³	Remarks
PM, wood-free paper, unsized	0.7 kg/h	2 – 17 mg/Nm ³	98 % from the dryer section
PM+CM, wood-free paper, coated	No data	10 – 30 mg/Nm ³	Fluctuations; maybe partly caused by residual methane from the gas-fired IR dryer
PM+CM, wood-containing, coated	No data	48 mg/Nm ³ at pre-dryer 24 mg/Nm ³ at post-dryer	90 % from pre-dryer; 10 % post-dryer;
CM, wood-free paper, double-coated	4.9 kg/h	30 – 67 mg/Nm ³	Emissions partly caused by residual methane
PM, wood-free, size press	1.6 kg/h	2 – 77 mg/Nm ³	Main emissions (56 %) from suction of wire and press section
PM, RCF paper and board	0.8 kg/h	6 – 26 mg/Nm ³	70 % from pre-dryer
PM, RCF paper	2.4 kg/h	3 – 8 mg/Nm ³	
NB: PM = paper machine; CM = off-line coating machine; PM+CM = paper machine with in-line coating machine Source: [114, PTS-FB 1997]			

The measured concentrations of total organic carbon vary significantly. Values between 2 mg/Nm³ and 135 mg/Nm³ have been measured. A specific load between 0.05 – 0.5 kg orgC_{total}/t of paper was determined in the exhaust of the seven investigated mills [114, PTS-FB 1997]. The emission of some single substances of concern in the exhaust air of coating machines, e.g. as acrylonitrile (occurring only when acrylonitrile butadiene binder systems are used), can be avoided or reduced by careful choice of coating colour recipes. Coating colour recipes that contain carcinogenic compounds should be avoided. Formaldehyde (concentrations between 0.1 mg/Nm³ and 4.8 mg/Nm³ have been measured) is normally more difficult to prevent because it comes from different sources such as wet strength agents, preservatives, biocides, etc.

It can be concluded that the concentrations of organic substances in the exhaust air of paper mills can usually be considered low so that no abatement technique for emissions to air is applied. On the other hand, the amount of air vented out from the process is extremely high, which may justify considering the emissions of organic carbon compounds significant.

Examples of operations where higher concentrations of VOC are released are the following:

- coating of paper with coating colours that contain organic solvents, although the basis of coating colours is exclusively aqueous (lower concentrations of various volatile substances (e.g. as formaldehyde, alkyl-substituted aromatics, lower alcohols) can be measured in the exhaust of every coating machine);
- preparation of papers with resins and the production of speciality papers by using volatile additives.

Examples of volatile organic compounds (VOC) which are released to the atmosphere are the following:

- alcohols;
- formaldehyde contained in urea or melamine formaldehyde (UF/MF) resins used as wet strength agents;
- acetone and other ketones;
- phenols (only in special cases);
- solvents used for cleaning machine fabrics (usually a minor application);
- organic acids and residual monomers of polymers.

In a few special cases, particulates from some finishing operations may cause concern.

Emissions from sludge and residue incineration (optional) may also occur. However, the on-site incineration of sludge and other residues is usually only carried out in integrated mills. In integrated mills, sludge may be incinerated together with bark in bark boilers or in paper for recycling mills in dedicated incinerators together with other rejects.

Odours from vapours and from waste water treatment plants (local)

In paper mills, odours may be emitted (see Section 2.9.14). They may be caused by excessively long retention times of process water in the water system (pipes, chests, etc.) or deposits of sludge causing the build-up of volatile organic acids (volatile fatty acids, primarily acetic and propionic acids). These compounds may be formed by microbial action on organic substances (notably starches) under anaerobic conditions, which may be released at the wet end, during paper drying and during effluent treatment. To a small extent, hydrogen sulphide could also be generated under anaerobic conditions. If so, odours can be avoided by suitable process engineering measures. The waste water treatment plant may also emit significant quantities of odour. If the waste water treatment is well designed and controlled, annoying odours can be avoided.

7.2.2.8 Noise from paper machines (local)

Noise from paper mills has only a local impact but for the working environment and the neighbourhood it may be the most serious of all environmental problems caused by a paper mill.

Paper machines are known as noisy installations. The major noise sources of paper and board machines, in the wire section, press section, dryer section, coater, winder and ventilation, are compiled in Table 7.21.

Table 7.21: Major noise sources of paper and board machines

Wire section	Press section	Dryer section	Coater	Winder	Ventilation
Suction rolls	Built-in gears	Steam and condensate system	Air dryers	Dust control system	Process ventilation fans
Vacuum system	Suction rolls	Basement enclosure	IR dryers (cooling air)	Drives	Machine room ventilation fans
Showers	Hydraulic systems	Process ventilation	Structure-borne noise from machine frame	Trim handling	Air dryers
Drive system	Showers	Electric motors	Blade coating	The paper web	Nozzles
Ventilation	Steam boxes	Gears	Drives	Gears	Fan drives and motors
Electric motors	Structure-borne noise from machine frame (gears & guide rolls)	Broke conveyor	The paper web	Hydraulic system	Air intake opening
Centrifugal cleaners	Drives	The paper web	Fan room for air dryers	Knives	
High pressure pumps	Vacuum system	Dry-end pulper		Nips	
Wet-end pulper	Press pulper			Winder pulper	

Besides the paper machine, there are other sources of noise that may contribute to the noise level. Examples are the refiners and vacuum pumps.

It is possible to decrease the noise level step by step by several measures at the main noise source. A possible measure for internal noise control is for example the installation of new closed hoods with higher sound insulation.

For external noise control, examples of measures are the installation of absorptive silencers and/or pipe resonators to reduce the noise levels from exhaust air fans and vacuum pumps, or silencers and sound insulation hoods for the fans on the building roof, etc. (see Section 7.3.16). The measures applied will depend to a large extent on the specific noise problem of a mill and the targets set. Usually they will be much stricter when the mill is located adjacent to a residential area.

To a certain extent, the suppliers of machinery have replied to this problem of noise and vibration in developing more silent equipment and efficient silencers. The activities are focused on the measures necessary to attenuate noise at the source. These measures already aim at the prevention of noise at the machine design stage and noise attenuation for existing equipment. The target noise levels applied depend on the country and the mill location and the objective of creating a better working environment for the papermakers themselves.

7.3 BEI DER FESTLEGUNG DER BVT ZU BERÜCKSICHTIGENDE TECHNIKEN

In diesem Abschnitt werden Techniken (oder Kombinationen von Techniken) und die damit verbundene Überwachung beschrieben, bei denen davon auszugehen ist, dass sie das Potential besitzen, ein hohes Maß an Umweltschutz bei den Aktivitäten im Rahmens dieses Dokuments zu erreichen. Die beschriebenen Techniken beinhalten sowohl die angewandte Technologie als auch die Art und Weise, wie die Anlagen geplant, gebaut, gewartet, betrieben und stillgelegt werden.

Der Abschnitt behandelt Umweltmanagementsysteme, prozessintegrierte Techniken und End-of-pipe-Maßnahmen. Die Abfallvermeidung und Abfallwirtschaft, einschließlich Abfallminimierungs- und Recyclingverfahren, werden ebenso berücksichtigt wie Techniken, die den Verbrauch von Rohstoffen, Wasser und Energie durch die Optimierung der Verwendung und Wiederverwendung verringern. Die beschriebenen Techniken umfassen außerdem Maßnahmen, die eingesetzt werden, um die Umweltfolgen von Unfällen und Zwischenfällen zu verhindern oder zu begrenzen, sowie Maßnahmen zur Altlastensanierung. Des Weiteren beinhalten sie auch Maßnahmen zur Vermeidung oder Verringerung von Emissionen unter von den normalen Betriebsbedingungen abweichenden Bedingungen (wie z. B. Anfahr- und Abfahrvorgänge, Leckagen, Fehlfunktionen, zeitweilige Betriebsunterbrechungen und das endgültige Einstellen des Betriebs).

Anhang III der Richtlinie führt eine Reihe von Kriterien zur Festlegung von BVT auf und die Informationen in diesem Kapitel berücksichtigen diese Punkte. Sofern möglich, wird die Standardstruktur in Tabelle 7.22 verwendet, um die Informationen zu jeder Technik zu umreißen, so dass ein Vergleich der Techniken und eine Bewertung auf der Grundlage der BVT-Definition in der Industrieemissionsrichtlinie möglich ist.

Dieser Abschnitt stellt nicht unbedingt eine erschöpfende Auflistung von Techniken, die in dem Sektor angewendet werden könnten, zur Verfügung. Es können weitere Techniken vorhanden sein oder entwickelt werden, die bei der Festlegung von BVT für eine einzelne Anlage berücksichtigt werden könnten.

Tabelle 7.22: Informationen für jede in diesem Kapitel beschriebene Technik

Überschriften in den Abschnitten
Beschreibung
Technische Beschreibung
Erreichter Umweltnutzen
Umweltleistung und Betriebsdaten
Medienübergreifende Auswirkungen
Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen
Angaben zur Wirtschaftlichkeit
Wichtiger Grund für die Einführung
Anlagenbeispiele
Referenzliteratur

Einige der in diesem Abschnitt beschriebenen Maßnahmen gelten nur für bestimmte Papiersorten, während die meisten Maßnahmen unabhängig von der hergestellten Papiersorte anwendbar sind. Trifft Ersteres zu, wird darauf ausdrücklich hingewiesen. Ansonsten wird davon ausgegangen, dass sich die Maßnahmen allgemein auf die Papierherstellung beziehen.

Da die meisten europäischen Fabriken nicht integrierte Papierfabriken sind, werden in diesem Abschnitt nur die Papierherstellung und damit verbundene Prozesse behandelt. Es gibt jedoch auch viele integrierte

Papierfabriken, d. h. Faserstoff und Papier werden in derselben Anlage hergestellt. Andere Fabriken sind teilweise integriert, d. h. ein Teil des eingesetzten Faserstoffs besteht aus zugekauftem Faserstoff und ein Teil wird vor Ort hergestellt. In diesem Fall sollten auch die entsprechenden Kapitel zum Aufschluss (Herstellung von Zellstoff, Herstellung von Holzstoff oder Verarbeitung von Altpapier) berücksichtigt werden.

7.3.1 Wassermanagement und Minimierung des Wassereinsatzes für verschiedene Papiersorten

Diese Maßnahme ist im Zusammenhang mit Abschnitt 7.3.2 zur Beherrschung der potenziellen Probleme mit der Wasserkreislaufschließung zu verstehen. Siehe auch Abschnitt 2.9.3.

Beschreibung

Obwohl es eine Vielzahl von technischen Alternativen gibt, die sich von Fabrik zu Fabrik etwas unterscheiden können, gibt es einige grundlegende Lösungen für die Verringerung des Wasserverbrauchs, die nachfolgend aufgeführt sind.

- Verbesserung der Planung der Papierherstellung.
- Sorgfältige Trennung von Kühlwässern und Prozesswasser und ihre Wiederverwendung nach Rückkühlung mittels Kühltürmen (siehe Abschnitt 2.4.2.1); 10 – 15 % frisches Zusatzwasser ist bei der Wiederverwendung dieses Wasserstroms erforderlich. Zum Schutz werden Mikrosiebe und andere Knotenfänger zur Entfernung der Feststoffe empfohlen. Sofern Kühlwasserfraktionen kanalisiert werden, werden sie nicht dem Kanal für verunreinigtes Prozesswasser zugeführt.
- In integrierten Fabriken wird der Wasserkreislauf in der Papiermaschine von den Aufschlussabteilungen getrennt gehalten und das überschüssige Kreislaufwasser aus der Papiermaschine wird der Aufschlussabteilung im Gegenstrommodus zugeführt.
- In Papiermaschinensystemen ist das Spritzwassersystem normalerweise der größte Frischwasserverbraucher. Basierend auf einem Gesamtwasserverbrauch von circa 10 – 15 m³/t Papier liegt der Spritzwasserverbrauch normalerweise im Bereich von 2 – 7 m³/t. Zur Verringerung des Frischwasserverbrauchs auf ein vernünftiges Niveau muss das meiste Frischwasser durch geklärtes Kreislaufwasser ersetzt werden. Zu diesem Zweck wird eine wirksame Faserrückgewinnung in Verbindung mit der Bereitstellung von klarem oder superklarem Kreislaufwasser für den Ersatz von Frischwasser in den Papiermaschinenspritzrohren angewendet (siehe 7.3.3 und 7.3.4). Auf diese Weise können Spritzwassersysteme mit beträchtlich reduziertem Frischwasserbedarf erreicht werden. Allerdings ist es normalerweise nicht empfehlenswert, Filtrate aus den Stofffängern für die Pressenpartiespritzrohre (z.B. Hochdruckspritzrohre für den Filz) zu verwenden, da ansonsten Ausfällungen von kolloidalen Stoffen aus dem geklärten Kreislaufwasser auf dem Filz auftreten können. Dies kann zu einer Verstopfung des Filzes führen. Derzeit benötigen die Hochdruckspritzrohre für den Filz noch Frischwasser. Falls ein Betreiber dennoch Filtrat verwenden möchte, muss die Wasserbehandlungsmethode sorgfältig untersucht werden, damit wenigstens die kolloidalen Stoffe eliminiert werden (siehe Abschnitt 7.3.3 oder 6.3.11).
- Kreislaufführung für einen Teil des Vakuumpumpensperrwassers mit Kühlung und Feststoffentnahme (oder sperrwasserfreie Vakuumsysteme, siehe Abschnitt 2.9.6.2.1).
- Management aller Rohmaterialströme durch die Papierfabrik wobei diese als Einheit von Fasern, Chemikalien und Wasser verstanden werden, die sich gegenseitig beeinflussen. Es wird beispielsweise der gesamte Input an Chemikalien überwacht und daraufhin untersucht, wie sie die Wasserqualität und die Nasspartiechemie beeinflussen (kontrollierter Input ins System, siehe Abschnitt 2.9.3).
- Auslegung und Unterhaltung des Rohrleitungssystems und der Speicherbehälter erfolgt in solcher Weise, dass überschüssige Wassermengen gespeichert werden können und die Wasserqualität nicht beeinträchtigt wird (siehe Abschnitt 7.3.7).
- Die Schulung und Motivation des Personals ist für das Erreichen und das Aufrechterhalten eines

niedrigen Wasserverbrauchs entscheidend.

In Abhängigkeit vom Ausgangspunkt, von den Eigenschaften der Fabrik und der Produktqualität kann mit diesen Ansätzen der Frischwasserverbrauch einer Maschine zur Herstellung von ungestrichenem Papier oder Karton in Standardqualität 3 - 12 m³/t und bei einer Maschine zur Herstellung von gestrichenem Druckpapier in Standardqualität 5 - 15 m³/t erreichen. Bei Spezialpapieren können die Verbrauchswerte wesentlich höher sein.

Die Verringerung des Wasserverbrauchs mit dem Ziel der weiteren Abwasserreduktion erfordert die zusätzliche Einführung einer physikalisch-chemischen (siehe Abschnitt 6.3.11), biologischen (siehe Abschnitt 6.3.4) oder mechanischen Technik (siehe Abschnitt 7.3.3) oder einer Kombination davon zur Behandlung des Abwassers auf Recyclingqualität.

Die Konzentration an anorganischen und organischen Stoffen in den Wasserkreisläufen muss auf akzeptablem Niveau gehalten werden, um Probleme beim Maschinenbetrieb zu vermeiden und die Qualitätsanforderungen an das Papier oder an den Karton zu erfüllen.

Erreichter Umweltnutzen

Geringere Frischwassernutzung. In Papierfabriken mit niedrigem Wasserverbrauch treten die Verunreinigungen im Abwasser in höherer Konzentration auf, was oft zu höheren Reinigungsleistungen beiträgt. Zu einem bestimmten Maß können die Rohstoffverluste und der Energieverbrauch in Papierfabriken mit niedrigem Wasserverbrauch reduziert werden. Geringere Wassermengen bedeuten gewöhnlich auch eine niedrigere, dem Gewässer zugeführte Wärmemenge.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Der erreichte Nutzen hängt hauptsächlich von der vorherigen Situation der Fabrik ab. Der Grad der Wasserkreislaufschließung hängt stark von dem hergestellten Produkt ab. In Abhängigkeit von der Ausgangssituation der Fabrik liegen die erreichbaren Werte für den gesamten Frischwasserbedarf für einige unterschiedliche Papiersorten in den folgenden Bereichen [[244, Pulp and Paper TWG 2007](#)], [[138, PP TWG 2009](#)]:

- Zeitungsdruckpapier: 8 – 13 m³/t,
- Gestrichenes und ungestrichenes Feinpapier: 3 – 15 m³/t,
- LWC-Papier: 10 – 15 m³/t,
- SC-Papier: 10 – 15 m³/t,
- Mehrlagiger Faltschachtelkarton: 8 – 15 m³/t (Frischfasern),
- Wellenpapier: 4 – 10 m³/t (Frischfasern),
- Hygienepapier: 4 – 13 m³/t (Frischfasern; schwergewichtige Produkte oder Sorten mit niedrigerer Qualität), und 15 – 25 m³/t (Frischfasern; leichtgewichtige Produkte oder Sorten mit hoher Qualität),
- Spezialpapiere: 13 – 65 m³/t; die Verbrauchswerte können in einigen Fällen wesentlich höher sein.

Der Frischwasserverbrauch hängt hauptsächlich von der Papiersorte, der Anzahl an Spritzrohren und der Menge an faserhaltigem Wasser, das für die Papiermaschinenspritzrohre eingesetzt wird, ab. Leichtgewichtige Papierprodukte erfordern im Allgemeinen etwas mehr Wasser je Tonne Endprodukt als schwergewichtige Papierprodukte.

Übliche Messeinrichtungen sind unter anderem Durchflussmesser für das der Papiermaschine zugeführte Frischwasser, das den Spritzrohren zugeführte Wasser und für die wichtigsten Kreislaufwasserströme. Messungen der abfiltrierbaren Stoffe oder der Trübung im Klarwasser sind wichtig, besonders wenn es für die Papiermaschinenspritzrohre eingesetzt wird.

Klarwasser oder Superklarwasser vom Stofffänger wird zunehmend in Papiermaschinenspritzrohren eingesetzt. Wenn der Feststoffgehalt im Kreislaufwasser zu hoch oder die Partikelgröße über dem

Querschnitt der Spritzdüsen liegt, würden die Düsen verstopfen. Die Wasserverteilung für diese Spritzrohre sollte daher vorbeugend über einen integrierten Knotenfänger erfolgen, der mit einer automatischen Ablassvorrichtung ausgerüstet ist, um diese vor den Folgen einer Stofffängerstörung zu schützen und außerdem den Kreislaufwasserersatz durch Frischwasser zu vermeiden. Auch Reinigungsvorrichtungen für die Spritzrohre mit internen Bürsten oder anderen Reinigungseinrichtungen können zur Vermeidung solcher Probleme beitragen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es gibt keine negativen medienübergreifenden Auswirkungen, wenn die in Abschnitt 7.3.2 beschriebenen Maßnahmen umgesetzt werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Maßnahmen zur Verringerung des Wasserverbrauchs können sowohl in bestehenden als auch in neuen Fabriken durchgeführt werden. Allerdings ist die Trennung der Halbstoff- und Papierwasserkreisläufe in integrierten Fabriken oder ein hoher Grad der Wasserkreislaufschließung in älteren Fabriken teurer, da wahrscheinlich eine umfangreiche Erneuerung des Rohrleitungssystems und umfangreiche Änderungen der Maschinennasspartie erforderlich sind, wenn eine weitere Kreislaufschließung angestrebt wird. In bestehenden Maschinen ist es ab einem bestimmten Punkt schwierig, diese Änderungen ohne umfangreiche Erneuerung oder Ausweitung des Prozesses zu erreichen. Mit neuen Maschinen kann ein verringerter Wasserverbrauch einfacher umgesetzt werden. Ein anderes Problem, das sich in bestehenden Fabriken stellt, ist die Eignung der Materialien, die der Anreicherung von korrosiven Stoffen, wie Chloriden, und hohen oder erhöhten Wassertemperaturen standhalten müssen. Im Allgemeinen ist die Wasserkreislaufschließung umso schwieriger, je unterschiedlicher die Produkte sind und je öfter die Arten des auf einer Maschine hergestellten Papiers gewechselt werden. Kleinere Fabriken mit nur einer Papiermaschine haben es gewöhnlich mit mehr Produktionswechseln im Laufe des Jahres (oder des Tages) zu tun als größere Fabriken, die große Mengen Standardpapiersorten herstellen. Der individuelle Aufbau der Anlagen ist zu beachten.

Ein niedriger Wasserverbrauch in bestehenden Fabriken durch eine Kombination von unterschiedlichen Maßnahmen erfordert normalerweise viele Jahre der Entwicklung und der Prozessverbesserungen.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Es sind keine allgemeinen Informationen zu den Kosten für die Wasserkreislaufschließung verfügbar, da in diesem Zusammenhang jede einzelne Anlage einen individuellen Fall darstellt. Die Kosten für diese Maßnahmen hängen von der Anzahl und Art der notwendigen Umgestaltungen der Wasserkreislaufsysteme und der Art der zusätzlich benötigten technischen Anlagen ab.

Wichtiger Grund für die Einführung

In Fabriken, in denen die Frischwasserverfügbarkeit beschränkt oder für Wasser als Rohstoff bezahlt werden muss, bedarf es eines Bündels an möglichen Maßnahmen zur Reduzierung des Frischwasserverbrauchs. Die Verbesserungen haben unter dem Strich oft einen positiven Effekt wegen der möglichen Einsparungen, die durch niedrigere Kosten für Rohwasser, niedrigere Verluste an Fasern und Füllstoffen, manchmal niedrigerem Energieverbrauch und niedrigere zu behandelnde Abwassermengen erreicht werden.

Sowohl Erhöhungen der Produktionskapazität als auch die begrenzte hydraulische Kapazität der bestehenden Abwasserbehandlungsanlage sind ebenfalls Gründe für die Anwendung dieser Maßnahmen.

Anlagenbeispiele

Die beschriebenen Maßnahmen sind in vielen europäischen Papierfabriken umgesetzt.

Referenzliteratur

[16, CEPI 1998], [244, Pulp and Paper TWG 2007], [138, PP TWG 2009].

7.3.2 Kontrolle potentieller negativer Nebenwirkungen durch das Schließen von Wasserkreisläufen

Beschreibung

Das verbesserte Recycling von Prozesswasser in Papier- und Kartonmaschinen führt zu einem Anstieg der Konzentrationen an kolloidalen und an gelösten organischen und anorganischen Inhaltsstoffen in diesen Strömen. Abhängig von den Eigenschaften des zugeführten Halbstoffes und den zur Papierherstellung eingesetzten Chemikalien können sich die geschlossenen Wassersysteme nachteilig auf die Laufeigenschaften der Maschine, die Qualität des Endproduktes und wegen des erhöhten Chemikalieneinsatzes sogar auf die Produktionskosten auswirken. Diese potenziellen negativen Auswirkungen müssen kontrolliert werden. Die möglichen Vor- und Nachteile der Reduzierung des Wasserverbrauchs sind in Tabelle 7.23 wiedergegeben. Bei Wasserverbrauchswerten, wie sie in Abschnitt 7.3.1 angegeben sind, sollten jedoch keine nachteiligen Wirkungen eintreten, sofern die Wasserkreisläufe auf geeignete Art und Weise betrieben, gewartet und kontrolliert werden.

Tabelle 7.23: Mögliche Vorteile und Nachteile einer verstärkten Wasserkreislaufschließung in Papierfabriken

Mögliche Vorteile der Wasserkreislaufschließung	Mögliche Nachteile der Wasserkreislaufschließung
<ul style="list-style-type: none"> – Verbesserte Rückhaltung der löslichen Stoffe in der Papierbahn – Reduzierter Energiebedarf für das Aufheizen und Pumpen – Bessere Entwässerungseigenschaften im Sieb, was zu Energieeinsparungen im Trocknerbereich führt – Geringere Investitionskosten durch weniger Anlagenteile <ul style="list-style-type: none"> – Einsparung von Rohstoffen durch niedrigere Verluste – Höhere Reinigungsleistungen bei der Abwasserbehandlung – Verringerung der Abwassereinleitungen in Gewässer insgesamt 	<ul style="list-style-type: none"> – Höhere Konzentrationen an gelösten und kolloidalen Stoffen in den Wasserkreisläufen – Gefahr der Schleimbildung, die zu Ablagerungen und Bahnabrissen führt – Gefahr einer niedrigeren Produktqualität, z. B. bezüglich Weißgrad, Festigkeit, Weichheit, Porosität – Erhöhter Verbrauch an Betriebsmitteln – Korrosionsgefahr (höhere Konzentration an Chloriden) – Höhere Gefahr der Verstopfung von Rohrleitungen, Spritzdüsen, Sieb und Filzen – Probleme bei der Einhaltung der Hygieneanforderungen für Hygienepapier und für

Der Halbstoff und das die Fasern transportierende Wasser enthalten gelöste und kolloidale organische Stoffe, die als „anionische Störstoffe“ bezeichnet werden. Bei höheren Konzentrationen beeinträchtigen diese organischen Stoffe die Retention und die Bildung der Papierbahn und erhöhen die Verstopfung der Filze der Maschinenpresse und verursachen ein Verkleben der Papierbahnen auf den Maschinenrollen.

Bei der Herstellung von Nahrungsmittelverpackungsmaterialien muss das Produkt frei von schädlichen löslichen Stoffen sein. Der Temperaturanstieg in der Papier- oder Kartonmaschine muss derart kontrolliert werden, dass die Grenzwerte für die Betriebstemperatur, 45 – 55 °C, in der Nasspartie nicht überschritten werden. Auf der anderen Seite ist eine heiße Halbstoffsuspension im Siebbereich der Papiermaschine von Vorteil, da die Viskosität des Wassers mit ansteigender Temperatur abnimmt, was zu einer verbesserten Entwässerung führt.

Die Maßnahmen zur Kontrolle der unerwünschten Auswirkungen geschlossener Wasserkreisläufe sind nachfolgend aufgeführt.

- Das Kreislaufwassersystem der Papier- oder Kartonmaschine bekommt kein Wasser von den integrierten Aufschlussabteilungen oder von parallel betriebenen Maschinen. Diese Trennung der

Wasserkreisläufe wird normalerweise mittels Eindickern durchgeführt. Die optimale Konzeption der Wasserkreisläufe ist entscheidend.

- Das den Spritzrohren der Maschine zugeführte recycelte Kühl- oder Sperrwasser und das saubere Kreislaufwasser werden zum Schutz vor Verstopfungen und Verschleiß von Maschineneinrichtungen mittels eines geeigneten Knotenfängers behandelt.
- Recyceltes Sperrwasser wird mittels Wärmetauscher oder mit sauberem Zusatzwasser ausreichend gekühlt. Besonders die Leistungsfähigkeit der Vakuumpumpe begrenzt die zulässige Sperrwassertemperatur.
- Die Zusammensetzung (z. B. das Vorhandensein von kolloidalen Stoffen), die Härte, der pH-Wert und die Temperatur des für einen bestimmten Zweck rückgeführten Wassers müssen mit den technischen Einrichtungen oder Prozessströmen kompatibel sein. Es ist von Vorteil, die tatsächlich benötigte Wasserqualität zu bestimmen.
- In integrierten Fabriken sollten die Halbstoffe vor der Zuführung zur Papierfabrik einer wirksamen Wäsche unterzogen werden, um den Gehalt an gelösten oder kolloidalen Stoffen zu verringern. In diesen Fabriken wäre es auch von Vorteil, die Stoffdichte des Halbstoffs, der der Papierfabrik zugeführt wird, auf über 30 % anstelle von üblicherweise 2 – 4 % zu erhöhen, um so die Verschleppung von gelösten Stoffen zu reduzieren. Dies kann zur Verminderung des Verbrauchs an chemischen Zusatzstoffen, wie Alaun, Polymeren oder Stärke, und Maschinenhilfsmitteln, wie Waschchemikalien, Schleimbekämpfungsmittel und Bioziden, beitragen.
- Bei der Anwendung der Grundsätze für eine geschlossene Kreislaufführung muss die Auswahl der chemischen Zusatzstoffe neu bewertet werden, da sich einige Chemikalien unter den veränderten chemischen Bedingungen sehr unterschiedlich verhalten.
- Die Überwachung von rückgeführten Wasserströmen durch Online-Messgeräte und durch Laboranalysen ist von Vorteil, um das Überschreiten von vorgegebenen Qualitätsgrenzwerten zu vermeiden.

Erreichter Umweltnutzen

Die Maßnahmen werden als integraler Bestandteil der in Abschnitt 7.3.1. beschriebenen Maßnahme angesehen. Sie unterstützen diese Maßnahmen, um einen niedrigen Frischwasserverbrauch zu erreichen und aufrechtzuerhalten ohne bedeutende nachteilige Auswirkungen.

Umwelleistung und Betriebsdaten

Die Gefahr der Belagbildung durch Calciumverbindungen, Schleim und Probleme mit schädlichem Harz ist ausgeprägt und ihr muss mit einer geeigneten Mischung der Wasserfraktionen, einer Kontrolle des pH-Werts, der erhöhten Dosierung von Maschinenhilfsmitteln oder einer geeigneten Ausschleusung von Calcium aus dem System (siehe Abschnitt 6.3.5) entgegengewirkt werden. Wenn die Maschine bei mehr als 50°C betrieben werden kann, ist das Wachstum der Mikroorganismen und deren Aktivität im Wassersystem geringer. Allerdings kann anaerobe Aktivität auch noch bei einer Temperatur von über 50 °C auftreten (thermophile Bakterien), wodurch bei Schwefel- und kohlenhydratreichen Umgebungsbedingungen Gerüche entstehen, die vermindert werden müssen.

Die aufgrund der Einführung dieser Kontrollmaßnahmen erforderliche Optimierung wird in bestehenden Fabriken normalerweise in Stufen über einen langen Zeitraum durchgeführt. Der Erfolg beim Einsatz dieser Technologie hängt von den chemischen Bedingungen in der Nasspartie in jedem spezifischen Fall ab. Einige Fabriken haben die möglichen nachteiligen Folgen der Wasserkreislaufschließung lediglich durch Einsatz von mehr Chemikalien kontrolliert. Die Auswahl von geeigneten chemischen Zusatzmitteln sowie ihre Kombination ist ein ziemlich anspruchsvolles Verfahren und wird oft nicht ausreichend verstanden, ist aber zum Erreichen der bestmöglichen Laufeigenschaften, niedriger Kosten und einer minimalen Umweltbelastung erforderlich.

Medienübergreifende Auswirkungen

In einigen Fällen wird der Bedarf an chemischen Zusatzstoffen und Papiermaschinenhilfsmitteln ansteigen. Die Art der eingesetzten Chemikalien muss zur Maximierung ihrer Eignung für eine bestimmte Papiersorte erneut überprüft werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Diese Maßnahme kann in neuen und in bestehenden Fabriken eingesetzt werden. In bestehenden Fabriken dauert es jedoch gewöhnlich mehrere Jahre bis ein Großteil dieser Verbesserungen umgesetzt wurde. Das erforderliche Niveau der Maßnahmen schwankt von Fall zu Fall: Der Maschinentyp, das Produkt/die Produkte und der Grad der Wasserkreislaufschließung stellen die Schlüsselp Parameter dar. Die Anforderungen sind bei der Herstellung von ungebleichten Packpapiersorten am niedrigsten und werden für Papiersorten mit hoher Qualität, wie Feinpapiere, höher.

Bei höheren Konzentrationen von gelösten und kolloidalen Stoffen aufgrund einer erhöhten Prozesswasserkreislaufführung besteht die Tendenz, dass ein höherer Anteil dieser Stoffe im Endprodukt verbleibt. Hierzu sind durch die Produktqualität und durch den akzeptablen Verbrauch an Papierchemikalien Grenzen gesetzt.

Auch bei Sperr- und Kühlwasseranwendungen sind die Wassertemperatur und die Konzentrationen an gelösten und partikulären Stoffen einschränkende Faktoren. Letzterem muss durch die Verwendung von Reinigungseinrichtungen und/oder durch ausreichende Abschlammung begegnet werden.

Zum Sperren stehen auch Gleitringdichtungen zur Verfügung, für die kein Frischwasser notwendig ist.

Die Kontrolle des Papiermaschinenwassers und der Recyclingqualität macht auch eine verbesserte Kontrolle und Überwachung des Aufschlussprozesses notwendig.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Kosten der Maßnahmen hängen von der Anzahl und Art der notwendigen Umstellungen sowie von der Art der notwendigen zusätzlichen Einrichtungen ab. Angaben zu den einzelnen Kosten sind nicht verfügbar.

Wichtiger Grund für die Einführung

Das erhöhte Recycling des Prozesswassers in Papierfabriken kann nachteilige Auswirkungen auf die Laufeigenschaften der Maschine und die Qualität des Endproduktes haben. Wenn Papierfabriken einen niedrigen Wasserverbrauch anstreben, müssen diese potenziellen negativen Auswirkungen überwacht werden.

7.2.3

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Fabriken in Europa. In zahlreichen Fabriken mit teilweise geschlossenen Kreisläufen ist die wirtschaftliche Papierproduktion sogar für schnelllaufende Papiermaschinen erfolgreich eingeführt worden. Durch den Einsatz einer verbesserten Recyclingwasserreinigung (siehe Abschnitte 7.3.3, 6.3.4 und 6.3.11) können bestimmte Probleme gelöst und die Kontrolle der Maschine mit Chemikalien kann verringert werden.

Referenzliteratur

[15, CEPI 1998].

7.3.3 Integrierte Behandlung von Kreislaufwasser mittels Membranfiltration und Recycling des behandelten Prozesswassers

Obwohl die in diesem Abschnitt beschriebene Technik die gleiche wie in Abschnitt 7.3.5 ist, stellt sich die Anwendung sehr unterschiedlich dar.

Beschreibung

Die herkömmliche Filtration kann Feststoffe und kolloidale Stoffe unter einer effektiven Größe von $1\ \mu\text{m}$ nicht zuverlässig entfernen. Dadurch gelangen kleine Bakterien und kolloidale Stoffe durch das Filtermedium hindurch. Allerdings gilt dies nur für nicht geflockte Feststoffe und kolloidale Stoffe. Diese können durch Flockung auch in $100 - 1\ 000\ \mu\text{m}$ große Flocken überführt und leicht abfiltriert werden. Die Zugabe von Flockungsmitteln kann jedoch den Nachteil haben, dass unerwünschte Salze in das Wassersystem gelangen (moderne organische/synthetische Flockungsmittel verursachen keine relevante Salzbelastung).

Abhängig von der anwendbaren Trennkorngröße der Membran (die dem ungefähren „Molekulargewicht“ der entfernten organischen Stoffe entspricht) und dem Filtrationsdruck können Membrantechnologien theoretisch fast 100 % der organischen Stoffe (siehe Abbildung 7.28) ohne Eintrag von unerwünschten Stoffen in die Wasserkreisläufe entfernen.

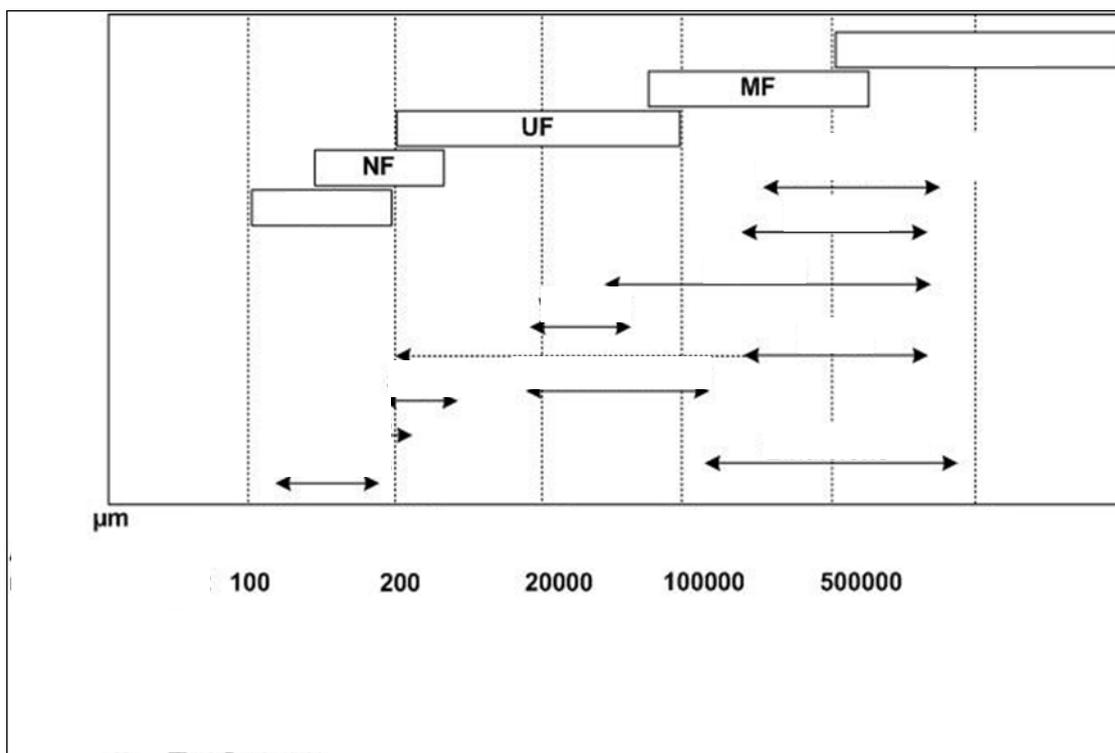


Abbildung 7.28: Filtrationsbereiche verschiedener Filtrationstechnologien

Entsprechend den unterschiedlichen Porengrößen können die verschiedenen Membranverfahren wie folgt unterteilt werden:

1. Die Mikrofiltration (MF), die bei einem Druck von unter 1 bar betrieben wird und für die Membranen mit $0,1 - 0,2\ \mu\text{m}$ Porengröße verwendet werden, könnte dort eingesetzt werden, wo nach der Behandlung $1 - 5\ \text{mg/l}$ sehr feine Feststoffe zulässig sind.
2. Die Ultrafiltration (UF) wird bei $1 - 2\ \text{bar}$ Druckdifferenz betrieben und wird als mögliche Lösung für die 100 %-ige Entfernung von restlichen Feststoffen, kolloidalen Stoffen und hochmolekularen organischen Stoffen in Wasser- oder Abwasserströmen von Zellstoff- und Papierfabriken angesehen. In Europa gibt es ein paar großtechnische Anwendungen der UF-Technologie für die Kreislaufwasserbehandlung.
3. Bei der Nanofiltration (NF) oder der Umkehrosmose (UO) werden Drücke bis zu $15 - 25\ \text{bar}$ verwendet. Aber bis heute sind diese Methoden für den großtechnischen Einsatz in der europäischen Zellstoff- und Papierindustrie nicht ernsthaft in Betracht gezogen worden (es gibt eine großtechnische Anwendung in der Wüste im Nordwesten von New Mexico).

Mit keiner Art von Membranfiltration kann das plötzliche Auftreten von Spitzenbelastungen an Feststoffen bewältigt werden. Wenn die suspendierten Feststoffe homogen sind, wird zur Vermeidung plötzlicher Spitzen nur ein Polzeifilter benötigt.

Folgende Hauptpunkte beeinflussen die Auswahl der Membrantechnologie:

1. Zulaufstrom, seine Zusammensetzung und hydraulische Belastung, einschließlich Spitzenbelastungen.
2. Menge und erforderliche Qualität des gereinigten Wassers und die Einsetzbarkeit des behandelten Wassers unter verschiedenen Betriebsbedingungen für die beabsichtigten Endanwendungen und die Auswirkung auf die Zellstoff- oder Papierqualität.
3. Verfahren der Hochdruckfiltration erzeugen saubereres Wasser, verbrauchen aber mehr Strom und müssen größer ausgelegt oder mit einer effizienteren Vorbehandlung ausgerüstet werden oder es müssen Gegenmaßnahmen zum Schutz vor Verstopfungen getroffen werden.
4. Anforderungen an die Wartung (symmetrische oder asymmetrische Membranstruktur, Waschen mit Säuren oder alkalischen Lösungen, freie Kapazität, automatisierte oder kontinuierliche Reinigung). Symmetrische Membranen neigen stärker zu Verstopfungen. Verstopfungen können durch Aufrechterhaltung von hochturbulenten Strömungsbedingungen an der Membranoberfläche vermieden werden, was aber etwas mehr Energie erfordert.
5. Abschließende Behandlung und Entsorgung des Konzentrates oder Schlammes, die in den meisten Fällen Abfall sind. Der flüssige Abfall kann konzentriert genug sein, um in einer Abwasserbehandlungsanlage toxische Wirkungen zu erzeugen oder es kann eine weitere Konzentrierung oder Absorption zu einem festen Brennstoff für die Entsorgung mittels Verbrennung erforderlich sein. Einige anorganische Salze im Konzentrat sind korrosiv, was bei der Auswahl der technischen Einrichtungen und des Rohrleitungsmaterials zu berücksichtigen ist.

Unter Berücksichtigung dieser Aspekte kann die UF als „Niere“ zur Behandlung störender Stoffe im Kreislaufwasser und zur weiteren Schließung des Wassersystems eingesetzt werden.

Für die integrierte Kreislaufwasserbehandlung bestehen die „Nieren“ aus einem herkömmlichen Scheibenfilter, einem Vorfilter (Drucksortierer oder Bogensieb) zur Entfernung von langen Fasern, die die Membranen beschädigen könnten, und dem UF-System. Die Spuckstoffe aus den Vorfiltern werden zum Prozess zurückgeführt. Optional kann das Trübfiltrat dem UF-Zulauf auch zusammen mit dem Klarfiltrat zugeführt werden. Dies ist dann sinnvoll, wenn das Klarfiltrat so sauber ist (AFS <20 mg/l), dass eine geringe Menge zusätzlicher Feststoffe vorteilhaft für die Filtration ist, da sie die Oberfläche der Kreuzstrommembran sauberer hält. Normalerweise wird das vorfiltrierte Klarfiltrat über Rohrleitungen dem Vorlagetank des UF-Systems zugeführt und in die UF-Anlage gepumpt. Die Anzahl der betriebenen Filter regelt die Menge an sauberem UF-Permeat. Die Druckdifferenz wird so niedrig wie möglich gehalten, zum Beispiel bei 0,7 – 0,8 bar. Die Qualität des UF-Filtrats ist für die Verwendung z. B. als Hochdruck-Spritzrohrwasser (HD), Sperrwasser und für die Verdünnung chemischer Zusatzstoffe ausreichend. Das Konzentrat aus den Filtern kann über Rohrleitungen der Hauptabwasserbehandlung zugeführt werden. Eine mögliche Konzeption für eine integrierte Papierfabrik mit Ultrafiltration zur Kreislaufwasserreinigung ist in Abbildung 7.29 wiedergegeben.

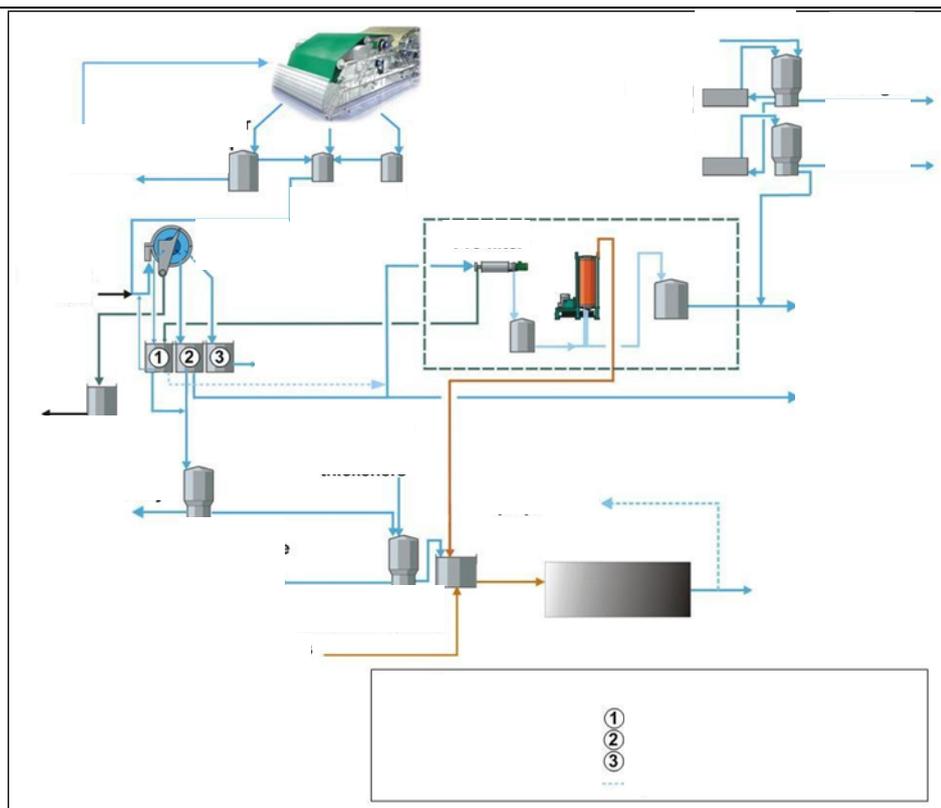


Abbildung 7.29: Mögliche Konzeption einer integrierten Papierfabrik, die zur Kreislaufwasserreinigung die Ultrafiltration einsetzt

Erreichter Umweltnutzen

Heute wird gewöhnlich die UF-Technologie angewendet, wenn der Frischwasserverbrauch gesenkt werden soll oder wenn die eingeleitete hydraulische Belastung (nicht die organische Belastung) verringert werden muss. Indem frisches Warmwasser durch ultrafiltriertes Kreislaufwasser aus der Papiermaschine ersetzt wird, kann normalerweise eine Verringerung des Frischwasserverbrauchs von ungefähr 2 – 4 m³/t Papier erreicht werden.

Der Einsatz der Ultrafiltration in Kreislaufwasseranwendungen bedeutet normalerweise die Behandlung des Klarfiltrates und/oder von Teilen des Trübfiltrates aus dem Scheibenfilter. In der Praxis entfernen UF-Membranen die abfiltrierbaren Stoffe zu 100 %, Bakterien zu 99 %, die Trübung zu 100 % (alle kolloidalen Stoffe werden entfernt) und die anionischen Stoffe zu 45 – 70 %. Der gelöste CSB wird um circa 10 – 20 % vermindert. Dies bedeutet, dass bei der Ultrafiltration noch immer Teile der organischen Stoffe (z. B. alle niedermolekularen organischen Stoffe) und die löslichen anorganischen Stoffe die Membran passieren können. Als erstes führt die Ultrafiltration von Kreislaufwasser zu einer besseren Qualität des rückgeführten Wassers, das als Nieder- und Hochdruckspritzrohrwasser in der Siebpartie, als Verdünnungswasser für Chemikalien, als „Schmierwasser“ in der Pressenpartie oder für andere Wasch- und Reinigungszwecke eingesetzt werden kann. Es gibt noch keine Erfahrungen in Bezug auf die Verwendung des Permeats zur Filzreinigung.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Behandlungsverfahren mit Membranen, die speziell für das Kreislaufwasser von Papier- und Kartonmaschinen eingesetzt werden, wurden im Grunde für alle gängigen Papiersorten großtechnisch getestet. Bisher gibt es folgende großtechnische Anwendungen:

- Fabrik Sappi Kirkniemi (Magazinpapier), Finnland; Kreislaufwasserbehandlung, Zulauf von Stofffänger, das Permeat wird in den Spritzrohren der Siebpartie (Hoch- und Niederdruck) und als Sperrwasser verwendet;
- Fabrik UPM-Kymmene Tervasaari (Etikettenpapier), Finnland; Anwendungen: Hochdruck- und

Niederdruckspritzrohre der Siebpartie;

- Holmen Paper Madrid, (Zeitungsdruckpapier), Spanien; Anwendungen: Hochdruckspritzrohre der Siebpartie; Moderne Kartonfabrik (Testliner/Wellenpapier) auf der Basis gebrauchter Wellpappe (OCC), Türkei; Anwendungen: Hochdruckspritzrohre der Siebpartie;
- Fabrik Hokuetsu (Feinpapier), Japan; Anwendungen: Hochdruckspritzrohre der Siebpartie.

Die praktischen Grenzen für die Membranfiltration werden normalerweise durch das Membranmaterial selbst gesetzt, das anfällig für Verstopfung ist, es sei denn die Anlagen sind mit einer Vorbehandlung zur Feststoffentfernung oder integrierten Systemen, die eine Reinigung oder die Aufrechterhaltung von starken Turbulenzen auf der Membranoberfläche ermöglichen, ausgerüstet. Die regelmäßige Wäsche der Filter mit Säuren oder alkalischen Lösungen (NaOH, Detergenzien und Tenside) ist erforderlich. Dies führt zu kleinen Mengen flüssigen Abfalls. Wenn der Permeatfluss sinkt, müssen die Membranen auch von Zeit zu Zeit ausgetauscht werden (die Lebensdauer einer Membrane beträgt circa 15 Monate).

Medienübergreifende Auswirkungen

Der Stromverbrauch für die UF-Technologie hängt von der Papiersorte und somit der Qualität des zu behandelnden Prozesswassers ab (Temperatur, CSB etc.). Kreislaufwasser aus Testliner-/Wellenpapierprozessen auf Altpapierbasis ist gewöhnlich kälter und konzentrierter als Kreislaufwasser aus der Herstellung von Holzstoff und holzfreiem Druckpapier und erreicht damit einen 30 – 50 % höheren Durchfluss. Somit werden mit einer UF-Anlage ganz unterschiedliche Behandlungsvolumen (m³/Tag) erzielt. Bei Druckpapier ist für die Ultrafiltration Strom im Bereich von 2,6 kWh/m³ behandeltes Kreislaufwasser und circa 4,7 kWh/m³ für Fabriken, die Testliner/Wellenpapier auf Altpapierbasis herstellen, erforderlich.

Eine mögliche Reduktion des Wasserverbrauchs kann indirekt zu einem Rückgang der abgeleiteten Nährstofffrachten (N und P) führen, da die insgesamt freigesetzten N- und P-Emissionen durch die Minimumkonzentration bestimmt werden, die für das Wachstum der Biomasse in den Abwasserbehandlungsanlagen benötigt wird.

Für die Membranfiltration ist die Lösung, die hinsichtlich der Behandlung der flüssigen oder festen Abfälle gefunden wird, entscheidend. In großtechnischen UF-Anwendungen wird das Konzentrat aus der Membranfiltration (3 – 5 % der Zufuhr) in der biologischen Behandlungsanlage weiter behandelt. In diesem Fall wird keine Verringerung der ins aufnehmende Gewässer eingeleiteten gesamten Feststofffracht erreicht. Allerdings werden immer noch Untersuchungen dahingehend durchgeführt, ob das Konzentrat separat zu behandeln ist.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die UF könnte für Superklarfiltrat oder biologisch behandeltes Wasser von der Abwasserbehandlungsanlage verwendet werden. Die Behandlung von überschüssigem Kreislaufwasser mittels UF-Membranfiltration für die Wiederverwendung in den Spritzrohren der Siebpartie hat sich zu einer bewährten und anerkannten Technik in Papier- und Kartonfabriken, in denen das Verbrauchsniveau für Frischwasser niedrig gehalten werden muss, entwickelt. Ultrafiltriertes Wasser wurde auch für die Spritzrohre der Pressenpartie verwendet, diese Anwendung wird jedoch bisher noch immer nur in Sonderfällen genutzt, da die UF die gelösten Stoffe nur teilweise entfernt.

Diese Technik kann auch in Altpapier verarbeitenden Fabriken angewendet werden und hat sich bereits in großtechnischen Anwendungen bewährt (z. B. Modern Karton Sanayi Ticaret AS in Corlu, Türkei; Propapier Eisenhüttenstadt, Deutschland).

Für Prozesswasser mit höheren Konzentrationen an organischen Stoffen, wie z. B. aus der Herstellung von „braunem Papier“ aus Altpapier, stellt die biologische Behandlung, gefolgt von einer Sandfiltration, eine weitere durchführbare Alternative dar, wenn das Verbrauchsniveau für Frischwasser niedrig sein muss. Es ermöglicht das teilweise Recycling des Wassers aus dem Sekundärkreislauf. Diese Technik ist in Abschnitt 6.3.4 beschrieben.

Es gibt auch kombinierte, in der Entwicklung befindliche Systeme, so genannte Membranbioreaktoren (MBR), die in Abschnitt 2.9.11.2.1 beschrieben sind. In speziellen Anwendungsfällen, wie der Streichchemikalienrückgewinnung aus den Streichabwässern der Papiermaschine, stellt die UF-Membrantechnologie eine bereits geprüfte Technologie dar und es gibt mehrere Anwendungsfälle (siehe Abschnitt 7.3.5).

Allgemein ausgedrückt, laufen noch einige Entwicklungsarbeiten zur Technik der Wasserkreislaufschließung bei Papiermaschinen mit darin enthaltener Entfernung von gelösten organischen oder anorganischen Inhaltsstoffen. Es ist keine so gut etablierte Technik wie beispielsweise die biologische Behandlung.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Betriebskosten für die Ultrafiltration hängen von den Energiepreisen und dem erzielten Durchfluss ab (gefilterte Menge pro Membranfläche und Stunde). Basierend auf Stromkosten von 0,05 Euro/kWh, können folgende Betriebskosten errechnet werden:

- RCF-Testliner/Wellenstoff basierend auf gebrauchter Wellpappe ($175 \text{ l/m}^2 \times \text{h}$): 0,42 Euro pro m^3 ;
- Zeitungsdruckpapier ($300 \text{ l/m}^2 \times \text{h}$): 0,25 Euro pro m^3 .

Eine Beispielrechnung für die Betriebskosten der Ultrafiltration von Kreislaufwasser einer Druckpapierfabrik mit einer Produktionsmenge von 350 000 Tonnen/Jahr ist in Tabelle 7.24 dargestellt (Herstellerdaten, 2010). Die Membranbehandlungsleistung beträgt $3,0 \text{ m}^3/\text{t}$, was $126 \text{ m}^3/\text{h}$ oder $300 \text{ l/m}^2\text{h}$ entspricht.

Tabelle 7.24: Beispielrechnung für die Betriebskosten der Ultrafiltration von Kreislaufwasser aus der Druckpapierherstellung

Energieverbrauch	8,3 kWh/t oder 2,7 kWh/m³
Angenommener Energiepreis	0,05 Euro/kWh
Abstand zwischen Wäschen (alkalisch)	7 Tage
Abstand zwischen Wäschen (sauer)	30 Tage
Verbrauch an Detergentien (alkalisch und sauer)	80 und 40 kg pro Wäsche
Preis Detergent (Mittelwert)	2,2 Euro/kg
Lebensdauer Membran	15 Monate
Energieverbrauch	0,14 Euro/m³
Membranwäsche	0,03 Euro/m³
Arbeitsleistung (Membranwechsel, Wartung)	0,08 Euro/m³
Gesamtbetriebskosten	232 000 Euro/Jahr oder 0,25 Euro/m³

Obwohl durch die Membranfiltration Energie verbraucht wird, können in einigen Fällen Energieeinsparungen in Bezug auf den Energieverbrauch der Trockenpartie erzielt werden. Wenn der Frischwasserverbrauch sinkt, steigt die Prozesstemperatur. Das Wasser kann dann einfacher entfernt und eine bessere Trockenheit der Bahn nach der Pressenpartie erzielt werden, so dass in der Trockenpartie weniger Heizenergie benötigt wird.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Membranfiltration kann in Fabriken eingesetzt werden, die strenge Anforderungen für die Abwassereinleitung erfüllen müssen, weil sie entweder in der Nähe eines empfindlichen Gewässers liegen oder weil es Pläne für eine beträchtliche Kapazitätserhöhung gibt. Einige Behörden in Europa schreiben vor, dass die Abwasserfracht sich bei einer Kapazitätserhöhung nicht ebenfalls erhöhen darf. Die UF-Technologie kann auch in Fällen eingesetzt werden, in denen die Verfügbarkeit von Wasser knapp ist.

Die Ultrafiltration von Kreislaufwasser kann auch die Betriebsstillstandszeit der Papiermaschine reduzieren, die durch das erforderliche Auswaschen von Substanzen bedingt ist, die im rückgeführten Klarfiltrat in konzentrierter Form vorliegen.

Anlagenbeispiele

Die Membranfiltration von Prozesswasser wird in ungefähr sechs europäischen Zellstoff- und Papierfabriken angewendet, es liegt jedoch keine Referenz von einer Fabrik mit vollständig geschlossenem Wasserkreislauf vor. Diese Membrananwendungen betreffen hauptsächlich Klarfiltrate von Kreislaufwasser, wobei das Ziel angestrebt wird, den Frischwasserbedarf zu senken. Beispielfabriken sind die Fabrik Sappi Kirkniemi (Magazin- und Feinpapierherstellung), Finnland; Fabrik UPM-Kymmene Tervasaari (Trennpapier), Finnland; Holmen Paper Madrid, (Zeitungsdruckpapier), Spanien; Modern Karton Fabrik für Deckpapier/Wellenpapier, Türkei; Fabrik Hokuetsu (Feinpapier), Japan; Propapier Eisenhüttenstadt, Deutschland.

In den USA gibt es Papierfabriken mit geschlossenem Kreislauf, die die Membrantechnologie in Kombination mit der biologischen Behandlung anwenden (McKinley Papierfabrik für Linerboard, New Mexiko, USA).

Referenzliteratur

[5, Bentley et al. 1999], [143, T.Sutela et al. 2006], [144, Sutela 2008].

7.3.4 Effiziente Rückgewinnung von Fasern und Füllstoffen und Ausschusssystem

In Bezug auf die Rückgewinnung von Streichfarben wird auf Abschnitt 7.3.5 verwiesen.

Beschreibung

Das Ressourcenmanagement in Bezug auf die wirksame Faserrückgewinnung ist ein Standardverfahren in Papierfabriken. Bei einer Frischfaserverarbeitung verbleiben üblicherweise mehr als 98 % des der Faseraufbereitung der Papier- oder Kartonmaschine zugeführten Halbstoffes im Endprodukt. Papier- und Kartonfabriken erzielen durch die Optimierung der nachfolgend angeführten Prozesse minimierte Faser- und Füllstoffverluste:

- Sortieren in der Stoffaufbereitung.
- Stofffänger der Nasspartie, wobei es sich gewöhnlich um Scheibenfilter oder Flotationszellen handelt. Es werden auch Mikrofilter mit niedrigem Energieverbrauch eingesetzt. Abhängig von der Anwendung (Behandlung des Filtrats von Schraubenpressen, von Vakuumperrwasser, von Kreislaufwasser für die Faser- und Wasserrückgewinnung, zur weitergehenden Reinigung des Wassers aus bestehenden Stofffängern zu einem Superklarfiltrat) kann das Filtermedium des Mikrofilters von sehr feinen 6 µm für besondere Reinigungsanwendungen bis zu größeren Qualitäten von 1 000 µm reichen, die beispielsweise für Eindickanwendungen genutzt werden.
- Behandlung des Ausschusses aus der Nass- und Trockenpartie.

In integrierten Fabriken werden Spuckstoffe vom Sortieren in der Stoffaufbereitung normalerweise zur Aufschlussabteilung zurückgeführt, in der sie erneut verarbeitet werden. Die brauchbaren Faseranteile werden wieder der Papiermaschine zugeführt.

Wenn der Halbstoff vom Stoffauflauf der Papiermaschine zum Sieb befördert wird und die Blattbildung beginnt, wird eine beträchtliche Menge an Fasern und Füllstoffen zunächst nicht zurückgehalten, sondern zu den Sammelbüetten unter der Maschine geleitet (siehe Abbildung 7.1). Im kurzen Kreislauf wird das abgelassene Wasser unbehandelt zurückgeführt. Der Rest dieser Wässer wird über eine Stofffanganlage geführt, die üblicherweise aus einer Trommel, einem Scheibenfilter oder einer Druckspannungsflotationsanlage (siehe Abschnitt 6.3.11) zur Abtrennung von Feststoffen aus dem Wasserstrom besteht. Diese Feststoffe werden anschließend in einer Bütte gesammelt und zur Papiermaschinenzufuhr zurückgeführt. Das geklärte Wasser, Kreislaufwasser genannt, wird üblicherweise als sauberes und trübes Filtrat gesammelt und für geeignete Einsatzzwecke in der Papiermaschine rückgeführt: zur Verdünnung des Halbstoffes in der Stoffaufbereitung der Maschine, Verdünnung des Ausschusses, als Spritzrohrwasser in der Papiermaschine. In integrierten Fabriken wird das überschüssige Kreislaufwasser am besten im Aufschlussprozess oder in Papier- oder Kartonmaschinen eingesetzt. In nicht integrierten Papierfabriken bildet das überschüssige Kreislaufwasser das Abwasser.

Für die Faser- und Füllstoffrückgewinnung in Papiermaschinen mit einer Stofffanganlage sind Scheibenfilter in den meisten Fällen eine effiziente Lösung zum Erreichen einer hohen Rückgewinnungsrate. In modernen Fabriken werden insbesondere oft Anschwemmfilter eingesetzt, für die eine kleine Menge von dem der Papiermaschine zugeführten Halbstoff zur Verbesserung der Filterleistung und zur Feststoffrückgewinnung auf der Filteroberfläche benutzt wird. Der Filter arbeitet diskontinuierlich, aber die Feststoffentfernung und die Regenerierung durch Einsatz des Anschwemmmittels benötigen nur eine kurze Zeitdauer. Andere Systeme zur Rückgewinnung von Fasern und Füllstoffen sind Flotationszellen, Scheibeneindicker oder Membranfilter.

Die Scheibenfilter erlauben eine effiziente Fraktionierung des Kreislaufwassers in klare und trübe Filtrate und in vielen Fällen wird sogar ein supersauberes Filtrat erzeugt, das in Niederdruckspritzrohren wiederverwendet werden kann. Das Superklarfiltrat von einem Scheibenfilter kann 10 – 20 mg/l abfiltrierbare Stoffe und Klarfiltrat 20 – 50 mg/l abfiltrierbare Stoffe enthalten (bis zu 100 mg/l in einigen Fällen). Das Klarfiltrat kann als Wasser in Niederdruckspritzrohren der Papiermaschine eingesetzt werden

und verringert den Frischwasserverbrauch. Das trübe Filtrat und der Rest des sauberen Filtrats können für die Halbstoffverdünnung vor der Papiermaschine im kurzen Kreislauf, zur Verdünnung des Ausschusses der Maschine und in integrierten Fabriken im Aufschlussprozess verwendet werden.

Weitere Maßnahmen zur Verringerung von Faser- und Füllstoffverlusten sind nachfolgend angegeben.

- Anpassung der Halbstoffmahlung und –sortierung direkt oberhalb der Stoffzuführung zur Papiermaschine zur Aufrechterhaltung eines geeigneten Gleichgewichts der verschiedenen Faserarten im Halbstoff. Starkes Mahlen erhöht die Menge an Kurzfasern, die dann wieder als Spuckstoffe beim Sortieren entfernt werden können. In integrierten Fabriken kann ein bestimmter Teil der Spuckstoffe aus der Sortierung zur Aufschlussabteilung rückgeführt werden.
- Effiziente Kontrolle des Stoffauflaufs der Papiermaschine zur Herstellung einer über die Maschinenbreite gesehen gleichmäßigen Papierbahn.
- Effizienter Einsatz von chemischen Zusatzstoffen zusammen mit einem modernen Überwachungssystem zur Erreichung einer verbesserten Faserretention auf dem Sieb und einer guten Blattbildung.
- Die Speicherkapazität für den Ausschuss und das Kreislaufwasser hat auch eine Auswirkung auf das Feststoffmanagement und den Gewässerschutz. Die Büttengrößen sollten mindestens die Speicherung des während zwei bis drei Stunden anfallenden Volumenstroms der Maschine in Ausschussbütten gewährleisten, um die Fraktionen mit hohem Faserstoffgehalt zurückzugewinnen. Dies reduziert die Häufigkeit und die Dauer von plötzlich auftretenden Spitzen bei der Faserbelastung und der hydraulischen Belastung von Ableitungen in die Fabrikkanalisation.
- In Papiermaschinen, die gestrichene Papiersorten herstellen, kann der nach der Streichmaschine gesammelte Ausschuss mit frischem Halbstoff und Ausschuss aus der Nasspartie gemischt werden.

Wirksame Techniken für eine weitergehende Reinigung des Kreislaufwassers sind die Mikrofiltration oder die Ultrafiltration (siehe Abschnitt 7.3.3). Das ultrafiltrierte Wasser ist frei von abfiltrierbaren und kolloidalen Stoffen; Mikroben, Latex und andere Mikro-Stickies werden ebenfalls entfernt und die anionischen Störstoffe werden circa auf die Hälfte des ursprünglichen Werts verringert.

Erreichter Umweltnutzen

Die wirksame Rückgewinnung von Fasern und Füllstoffen in allen möglichen Stufen der Papierfabrik ermöglicht die Rückführung von Rohstoffen in die Stoffzufuhr der Maschine anstatt sie mit dem überschüssigen Kreislaufwasser in die Kanalisation einzuleiten. Die bessere Rückgewinnung von Feststoffen bedeutet, dass diese Feststofffracht nicht in die Abwasservorklärung und zur Entsorgung des Schlammes aus der Abwasserbehandlung gelangt.

Die wirksame Entfernung abfiltrierbarer Stoffe aus dem Kreislaufwasser ist eine Voraussetzung für die weitere Wasserrückführung von behandeltem Wasser in Produktionsprozesse und eine vorbereitende Maßnahme zur Schließung der Wasserkreisläufe.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Diese Maßnahmen werden in unterschiedlichen Ausmaßen bei nahezu allen Papierfabriken angewendet. Im Allgemeinen werden die besten Ergebnisse durch leistungsstarke Standardverfahren, Überwachung und Prozesskontrolle der Standardbetriebsschritte mittels Automatisierung erreicht.

Die Kontrolle des Kreislaufwassers und des Niveaus der Ausschussbütte ist wichtig. Es ist hilfreich, die Abwasserkanäle der Papierfabrik mit einer Mengenanzeige und Trübungsmessern zur Registrierung von Belastungsspitzen hinsichtlich Feststoffableitungen auszurüsten.

Die gesamten Feststoffverluste durch eine Papiermaschine, durch Spuckstoffe von der Stoffaufbereitung der Papiermaschine, durch überschüssiges, in die Kanalisation abgeleitetes Kreislaufwassers, die

Pressenpartien der Papiermaschine und die Halbstoffbünnenüberläufe erreichen bei vielen Papiersorten in leistungsstärkeren Fabriken 10 – 20 kg/t (d. h. 1 – 2 % Verlust). Einige bestehende Linien für Liner, Wellenpapier oder Spezialpapier überschreiten 50 kg Trockensubstanz/Tonne luro.

Medienübergreifende Auswirkungen

Wegen der geringeren Ableitung von abfiltrierbaren Stoffen gelangt eine geringere Feststofffracht in die Abwasserbehandlungsanlage und es wird weniger Schlamm durch die Vorklärung erzeugt. Die Fasern und Füllstoffe werden für das Produkt verwendet und müssen nicht als Abfall behandelt werden.

Die durch den geringeren Feststoffgehalt in den Kreislaufwassersystemen verbesserten Laufeigenschaften führen zu weniger Unterbrechungen der Papiermaschine.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die aufgeführten Verbesserungen können sowohl in bestehenden als auch in neuen Fabriken eingesetzt werden. Allerdings sind in älteren Fabriken die Papiermaschinenflächen für Umbaumaßnahmen wegen Platz- oder Anordnungsproblemen eingeschränkter.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Keine Daten verfügbar.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die verbesserte Stoffrückgewinnung ist normalerweise wegen der besseren Rohstoffeffizienz und des geringeren zu deponierenden Abfalls von wirtschaftlichem Vorteil. Durch den niedrigeren Feststoffgehalt in den Kreislaufwassersystemen werden die Laufeigenschaften der Papiermaschine verbessert. Die verminderten, zur externen Behandlung abgeleiteten Feststofffrachten können auch eine Motivation zur Einführung der beschriebenen Maßnahmen zur Faserückgewinnung oder zur Vermeidung von Leckagen sein.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Fabriken in Europa.

Referenzliteratur

[15, CEPI 1998].

7.3.5 Rückgewinnung von Streichfarben/Recycling von Pigmenten

Beschreibung

Abwässer, die Streichfarben enthalten, fallen beim Spülen von Streichanlagen, bei Papierbahnabrissen und bei Produktionswechseln in Papier- und Kartonfabriken, die gestrichene Sorten herstellen, an. In diesen Fabriken fällt ein mengenmäßig kleiner Abwasserstrom an (circa 2 – 5 % der Gesamtabwassermenge), der jedoch hohe Gehalte an Pigmenten und Bindemitteln enthält (siehe auch Abschnitt 7.3.6). Die hohe Feststoffbelastung und die von Natur aus klebrigen Stoffe in diesem Abwasser können Betriebsprobleme in der Abwasserbehandlung hervorrufen, wenn sie ohne geeignete Vorbehandlung abgeleitet werden. Andererseits sind die Pigmente teuer, sodass die (teilweise) Rückgewinnung der Streichfarben für die Wiederverwendung in den meisten Fällen wirtschaftlich ist.

Ein umweltfreundliches Abfallmanagement für die Streichmassen umfasst die nachstehend aufgeführten Punkte.

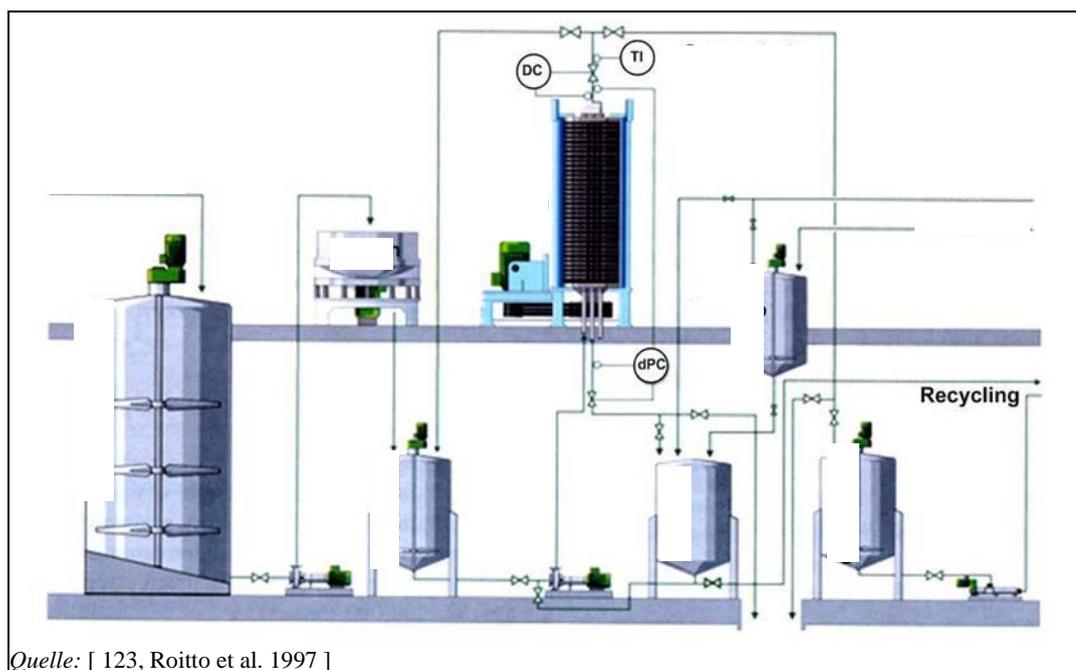
- Minimale Ableitung von Farben aus der Streichfarbenaufbereitungsanlage in die Kanalisation durch

effektive Herstellung und optimale Inventarisierung der hergestellten Streichfarben, besonders wenn Papiersortenwechsel den Wechsel der Streichfarbenzusammensetzung erfordern. Bedeutende Faktoren sind effiziente Arbeitsabläufe und eine gute Betriebspraxis.

- Optimale Konzeption der Streichfarbenaufbereitungsanlage und der Versorgungssysteme.
- Separate Erfassung von Abwässern, die Streichfarben enthalten.
- Rückgewinnung der Streichchemikalien aus dem Streichabwasser durch Ultrafiltration oder andere Rückgewinnungstechniken.

I) Ultrafiltration

Die Ultrafiltration ist ein Verfahren, mit dem Wasser und Chemikalien durch Einsatz einer semi-permeablen Membran voneinander getrennt werden. Die Poren der Membran sind so klein, dass sie nur winzige Moleküle, wie Wasser, Metallionen, Salze und Stärkemonomere durchlassen, wohingegen die anderen Inhaltsstoffe der Streichfarben – Pigmente und Bindemittel – zu groß sind, um die Membran zu passieren (siehe Abbildung 7.28). Das dem Prozess zugeführte Abwasser weist üblicherweise einen Feststoffgehalt von 2 – 4 % auf und das Konzentrat weist in einstufigen Systemen einen Feststoffgehalt von 30 % und in Systemen mit einer zusätzlichen zweiten Stufe für Konzentrate mit hohem Feststoffgehalt 43 – 44 % auf (z. B. Fabrik Husum, Schweden). Bei Zugabe dieses Konzentrates zu frischer Streichfarbe wird diese nicht zu sehr verdünnt. Wie in Abbildung 7.30 dargestellt, besteht ein vollständiges Ultrafiltrationssystem aus dem Filter, den erforderlichen Tanks, den Rohrleitungen, den Messgeräten und dem Kontrollsystem.



Quelle: [123, Roitto et al. 1997]

Abbildung 7.30: Beispiel für ein Rückgewinnungssystem mittels Ultrafiltration für Streichfarben

II) Erfassen – Sortieren – Konzentrieren – Mahlen – Entwässern

Diese Technik stellt eine Alternative zur Ultrafiltration dar, die 2008 in einer deutschen Papierfabrik eingeführt wurde, die circa 300 000 t dreifach gestrichenes Papier/Jahr herstellt. Abbildung 7.31 stellt das Verfahrensschema für die Rückgewinnung von Streichfarbenrejekten und streichfarbenhaltigem Spülwasser dar. Das Streichfarbenrückgewinnungssystem besteht aus (i) der Erfassung von streichfarbenhaltigem Abwasser in einer zentralen Bütte unter der Streichmaschine, (ii) einem Puffertank und einer zweistufigen Sortierung: 300 μm Drucksortierer und 100 μm Bogensieb, (iii) einer kompakten Flockungs- (kationischer Polymer und anionisches Polyacrylamid) und Absetzanlage zur Konzentrierung der Pigmente auf 20 % DS, (iv) einem Schleifer (Kugelmühle), (v) einem Dekanter (Zugabe von anionischem Polyacrylamid) zur Entwässerung des Schlamms auf 50 % DS und (vi) einem Dispergierungstank, in dem die Dispersion durch Zugabe von NaOH, einem Dispersionsmittel und

Bioziden fertiggestellt wird. Von da wird die rückgewonnene Dispersion in die Streichfarbenaufbereitungsanlage gepumpt. In dem Rohr, das zu den Dispergierungsanlagen der Streichfarbenaufbereitungsanlage führt, ist ein 150- μm -Kontrollsieb installiert. Das abgetrennte Klarwasser wird in den Prozess (Pulper) zurückgeführt, was eine Verringerung des Gesamtwasserverbrauchs der Fabrik um 0,43 m³/t zur Folge hat.

Der Vorteil dieses robusten Systems liegt im Vergleich zu anderen Optionen darin, dass Verunreinigungen in den erfassten Spülwässern, wie Papierabrieb, Agglomerate, Fasern, Schmutz und Sand, in der Kugelmühle bei 60 % aller Partikel auf eine Partikelfinheit unter 2 Mikrometer gemahlen werden und dadurch die anschließende Wiederverwendung der Streichpigmente nicht mehr stören.

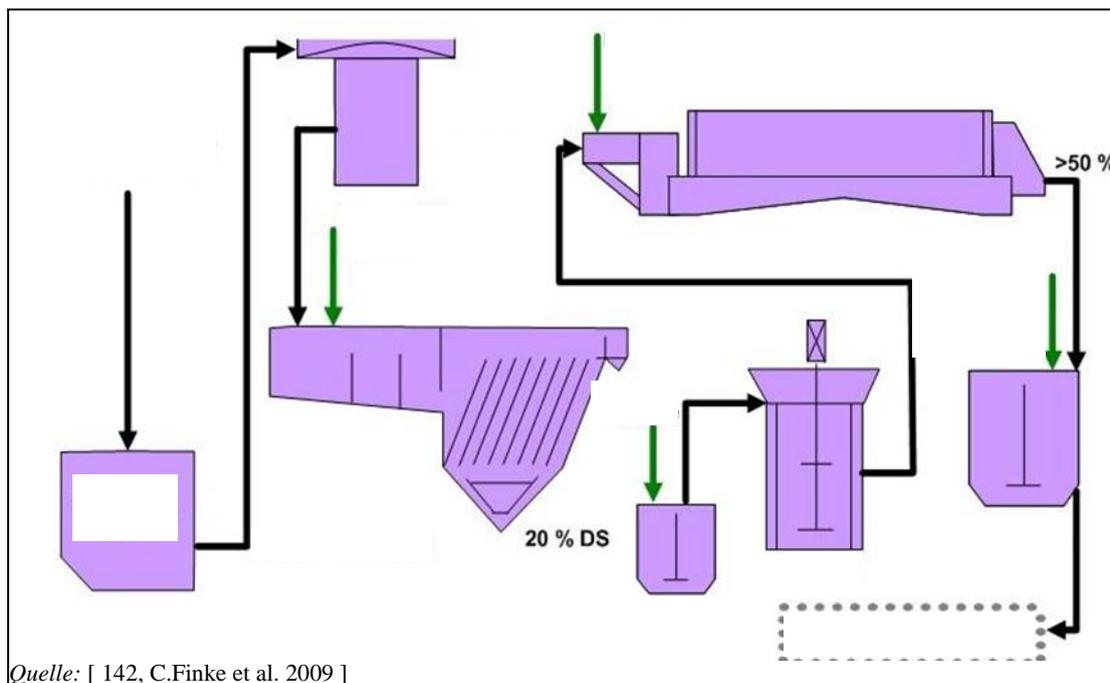


Abbildung 7.31: Verfahrensschema für die Rückgewinnung von Streichfarbenrejekten und Abwasser

Die erfassten Abwässer gelangen mit einem Trockensubstanzgehalt von circa 0,5 – 5 % in das System und verlassen es mit ungefähr 50 % DS. Die Streichfarbenrecyclingrate beträgt fast 100 %. Es wurden keine negativen Auswirkungen auf die Qualität der Streichfarbe festgestellt.

Erreichter Umweltnutzen

Nach Behandlung der Farbabwässer mittels Ultrafiltration oder anderen wirksamen Rückgewinnungssystemen (siehe Abbildung 7.31) kann der Filtrückstand als Streichfarbe wiederverwendet werden und das Permeat kann Frischwasser ersetzen (Wassereinsparungen). Gleichzeitig werden die organische (CSB) und hydraulische Belastung der externen Behandlungsanlage sowie der Schlammanfall verringert. In einer Beispielfabrik wurde der feste Abfall der ganzen Fabrik durch Inbetriebnahme eines wirksamen Rückgewinnungssystems für Streichabwasser insgesamt um 60 % verringert. Ein weiterer Nutzen ist der verringerte Transportbedarf für Pigmente und Abfall.

Durch Anwendung der Rückgewinnungsoption für Streichfarben „Erfassen – Sortieren – Konzentrieren – Mahlen – Entwässern“ werden im Vergleich zur Verarbeitung der natürlichen Pigmente, für die ungefähr 150 kWh/t erforderlich sind, Energieeinsparungen erzielt. Da das gesamte Rückgewinnungssystem für Streichfarben ungefähr 105 kWh/t zurückgewonnenes Pigment verbraucht, wird bei der Recyclingoption 30 % weniger Strom benötigt als beim Mahlen frischer Pigmente.

Umwelleistung und Betriebsdaten

Der Einsatz der Ultrafiltration hat sich in vielen Fabriken als erfolgreich erwiesen. Bei Einsatz von Konzentrat als Vorstrich sind keine negativen Effekte auf die Qualität von Fein- und Kunstdruckpapier berichtet worden. In Fabriken zur Herstellung von Magazinpapier können kleine Mengen des UF-Konzentrates ohne Nachteile für die Qualität eingesetzt werden. In einer Kartonfabrik wird die zurückgewonnene Streichfarbe für das Streichen der Rückseite wiederverwendet. Die Konzentratmenge muss konstant sein. Wichtig ist auch die Berücksichtigung von bakteriellen und hygienischen Aspekten. Die Lebensdauer der Membran kann mehr als ein Jahr betragen. Die übliche Waschkhäufigkeit beträgt einmal pro Woche, wobei circa 2 – 5 m³ flüssiger Abfall anfallen. Gute Ergebnisse sind z.B. mit Polymermembranen erzielt worden, die nach dem Kreuzstrom-Prinzip betrieben werden (oder Cross-Rotation-Filtration).

Bei Anwendung der Rückgewinnungsoption „Entwässern – Mahlen– Eindicken“ (siehe Abbildung 7.31) werden Pigmente erzeugt, die über eine definierte Korngrößenverteilung verfügen. Die Qualität des zurückgewonnenen Streichpigments ähnelt dem ursprünglich verwendeten Calciumcarbonat sehr stark. Es wurden keine Probleme mit „White Pitch“ (Latexbindemittel von recycliertem gestrichenem Ausschuss) beobachtet. Das Verfahren ermöglicht die Wiederverwendung von fast 100 % der Streichpigmente aus dem Abwasser (im Beispielfall 6 – 10 Tonnen Pigmente pro Tag, ofentrocken), wodurch die Abwasserfracht (CSB) und die zu transportierenden Pigment- und Schlammengen verringert werden. Es wird ein Volumenstrom von 400 m³/Tag behandelt.

Medienübergreifende Auswirkungen

Mithilfe dieser Technik werden erhebliche Einsparungen in Bezug auf den Transport, die benötigten Rohstoffe (Pigmente) und die Menge an festem Abfall der entsorgt werden muss, erzielt. Die Ultrafiltration und die alternative Rückgewinnungssysteme für Streichfarben erfordern für den Betrieb Strom und geringe Mengen Chemikalien; der notwendige Strom wird jedoch durch die zurückgewonnenen Pigmente mehr als ausgeglichen. Durch die Verringerung der eingeleiteten Streichereiabwässer werden die Reinigungsleistung der Abwasserbehandlung und die zu behandelnde organische Fracht verbessert. In Abhängigkeit vom Verhältnis Streichen/hergestelltes Papier kann die Menge an festem Abfall um 60 % vermindert werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Das Management der nach dem Auftrag zurückbleibenden Streichfarben und die separate Erfassung der Streichabwässer für die anschließende Behandlung kann sowohl in bestehenden als auch in neuen Fabriken eingesetzt werden. Die Ultrafiltration ist in den meisten Fabriken, die gestrichene Sorten wie Magazinpapier, Feinpapier oder Karton herstellen, anwendbar. Dieses Rückgewinnungssystem für Streichfarben kann für einige Spezialpapiersorten ungeeignet sein, z. B. wenn die Abwassermengen sehr klein sind und an verschiedenen Stellen in der Fabrik anfallen, wenn viele Änderungen der Aufstriche in kurzer Zeit auftreten oder wenn die unterschiedlichen Streichfarbenrezepturen für eine Mischung ungeeignet sind. In diesen Fällen werden die Streichabwässer direkt in die Abwasserbehandlungsanlage eingeleitet oder separat durch Ausfällung behandelt, bevor sie der biologischen Behandlung (siehe Abschnitt 7.3.6) zugeführt werden. Die mit Ultrafiltration erreichbare Konzentration an zurückgewonnenen Feststoffen ist auf circa 35 – 45 % begrenzt. Sofern es kein Überschusswasser in der Formulierung der Streichfarbe gibt, kann es schwierig sein, die gesamten Konzentrate wiederzuverwenden.

Das alternative Rückgewinnungssystem für Streichfarben (siehe Abbildung 7.31), bei dem eine Kugelmühle mit nachgeschaltetem Eindicker als Kernverfahren verwendet wird, ist für alle Fabriken geeignet, in denen eine beträchtliche Menge Streichfarben in die Kanalisation eingeleitet wird (z. B. mehrere Aufstriche, größere Fabriken). Aufgrund des sehr wirksamen Schleifers ist das System sehr robust, nicht störanfällig und liefert eine Pigmentqualität, die in den meisten Streichanwendungen verwendet werden kann. Es können Feststoffkonzentrationen von > 50 % DS erreicht werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

1) Wirtschaftlichkeitsrechnung der Ultrafiltration als Rückgewinnungsverfahren für Streichfarben

Die Beispielrechnung bezieht sich auf eine Papierfabrik, die 800 Tonnen gestrichenes Papier/Tag herstellt und 330 Arbeitstage/Jahr hat. Die Streichfarbenherstellung beträgt 30 % der Papierherstellung oder 240 t DS/Tag. Die näherungsweise Wirtschaftlichkeitsrechnung ist in Tabelle 7.25 aufgeführt.

Tabelle 7.25: Wirtschaftlichkeitsrechnung der Ultrafiltration als Rückgewinnungsverfahren für Streichfarben

Daten zum Streichfarbenverlust		
Streichfarbenverlust	2 % der Produktion oder 4,8 t DS/Tag	
Daten zu Streichfarbenabwasser		
Trockensubstanzgehalt Streichabwasser	2 %	
Menge Streichabwasser	240 m ³ /Tag oder 10 m ³ /h	
Daten zu Kosten		
Wert Streichfarben	350 Euro/t DS (× 4,8 t/Tag × 330 Tage)	554 400 Euro/Jahr
Wasserkosten (Frisch- + Abwasser)	0,50 Euro/m ³	39 600 Euro/Jahr
Deponiekosten (Müllkippe)	100 Euro/t nass	528 000 Euro/Jahr
Abschließender Trockengehalt des Streichabwassers	30 % DS	
Gesamte jährliche Einsparungen mit Streichfarbenrückgewinnung		1 122 Millionen
Daten zu Ultrafiltration		
	80 m ² Membranoberfläche, erforderlicher Durchfluss: 125 l/ m ² × h oder 2,8 l/s = 10 m ³ /h	
Jährliche Betriebskosten		
Strom	0,05 Euro/kWh/t	31 680 Euro/Jahr
Detergentien		9 476 Euro/Jahr
Membran + Ersatzteile		21 700 Euro/Jahr
Biozide		5 000 Euro/Jahr
Jährliche Betriebskosten gesamt		67 856 Euro/Jahr
Jährliche Nettoeinsparungen		1 054 Millionen
Amortisationszeit (Investitionskosten von 1,1 – 1,3 Millionen Euro)		Ungefähr 1 Jahr
<i>Quelle: Herstellerangaben, 2010</i>		

II) Wirtschaftlichkeitsrechnung der Rückgewinnungsoption „Erfassen – Sortieren – Konzentrieren – Mahlen – Entwässern“

Diese Rückgewinnungsoption ermöglicht die Rückgewinnung von nahezu 100 % der Streichfarben. Es wurden Einsparungen von ungefähr 840 000 Euro/Jahr erzielt (Datenbasis: 2009), die sich aus verringerten Kosten für Streichpigmente (ungefähr 265 000 Euro/Jahr), Schlamm Entsorgung (ungefähr 500 000 Euro/Jahr), Abwasser (65 000 Euro/Jahr) und Frischwasser (ungefähr 10 000 Euro/Jahr) ergeben. Die Betriebskosten beliefen sich auf 350 000 Euro pro Jahr einschließlich der Kosten für Chemikalien (300 000 Euro/Jahr), Energie (20 000 Euro/Jahr) sowie Wartung und Reparaturen (20 000 Euro/Jahr). Im Beispielfall erzeugt das Rückgewinnungssystem Zahlungsüberschüsse von 510 000 Euro/Jahr. Die Investitionskosten für das Rückgewinnungssystem für Streichfarben betragen 1 Million Euro bei einer Fabrik, die 300 000 t dreifach gestrichenes Papier/Jahr herstellt bei einem behandelten Volumenstrom von 400 m³/Tag und 10 t zurückgewonnenen Pigmenten/Tag. Die Amortisationszeit für die Investition beträgt 1,65 Jahre (ohne Zuschüsse).

Wichtiger Grund für die Einführung

Rohmaterialeinsparungen bei der Produktion (Minimierung der Streichfarbenverluste). Der ausschlaggebende Faktor für die Einführung der Ultrafiltration ist die Verringerung der Rohstoffkosten (teure Streichfarben) und der Abfallentsorgungskosten. Außerdem wird durch die Technik die Fracht abfiltrierbarer Stoffe und der eingeleitete CSB verringert und der Betrieb der Abwasserbehandlung verbessert. Im Vergleich zur Vorbehandlung des beim Streichen anfallenden Abwassers wird diese Option bevorzugt.

Anlagenbeispiele

Anlagenbeispiele für die Ultrafiltration von streichfarbenhaltigem Abwasser zur Rückgewinnung und Wiederverwendung der Originalpigmente folgen: Kartonfabrik Blendecques, FR; Kartonfabrik Assi Frövifors, SE; Kartonfabrik Cascades Djupafors, SE; Kartonfabrik Hansol Taejon, Südkorea; Feinpapierfabrik Yuen Foong Yu, Taiwan; Metsä-Serla Kirkniemi, FI; Metsä-Serla Äänekoski, FI; APP

Pindo Deli, Feinpapierfabrik, Indonesien; MD Papier Plattling, DE; SCA Fine Paper Stockstadt, DE; Papierfabrik Albbbruck, DE; M-real Husum, SE; Kartonfabrik Zhuhai S.E.Z Hongta Renheng, China; Sun Cartonboard, China; Henan Pyuang, China; Hokuetsu Paper Mills, Niigata, Japan; Klabin S.A. Telemaco Borba, Brasilien; Stora Enso Suzhou Paper, China; Sun Paper, Yanzhou, Tianzhang, China; UPM-Kymmene Changshu, China; Jiangxi Chenming Paper, Nanchin, China; UPM-Kymmene, Rauma, FI; Tullis Russell, Glenrothes, Schottland; Shandong Bohui Paper Group, China; Jilin Paper Co Ltd, China; Cartiere Burgo Verzuolo, IT; Metsä-Serla, Kangas, FI; UPM- Kymmene, Kuusankoski, FI; Komline-Sanderson, Peapack, US.

Die Rückgewinnungsoption „Erfassen – Sortieren – Konzentrieren – Mahlen – Entwässern“ wird nur in einer Papierfabrik angewendet (Sappi Ehingen, DE).

Referenzliteratur

[99, Nygard et al. 1997], [123, Roitto et al. 1997], [141, Kuula et al. 2008], [142, C.Finke et al. 2009].

7.3.6 Vorbehandlung von Abwässern, die Streichfarben enthalten

Beschreibung

Die Streichfarbenkomponenten beinhalten mehrere Gruppen und Arten, von denen die Pigmente und Bindemittel die zwei wichtigsten Bestandteile darstellen.

Die Streichfarbenabwässer können in zwei Hauptabwasserarten unterteilt werden.

- Unverdünnte überschüssige Streichfarbe (circa 50 – 70 % Trockensubstanzgehalt) aus der Streichfarbenaufbereitungsanlage und der Streichmaschine. Im Falle von Produktwechseln und während Betriebsstillständen muss das Zufuhrsystem gewaschen werden (Disperger, Büten, Pumpen, Rohrleitungen und Streichmaschine). Außerdem können manchmal nicht alle Streichfarben vollständig eingesetzt werden und der Rest wird ebenfalls ausgewaschen. Das konzentrierte Abwasser kann in Tanks oder mobilen Containern zur Entsorgung fester Abfälle entsorgt werden.
- Verdünnte Streichkomponenten, die durch Waschwasser von Tanks, Rohrleitungen etc. anfallen.

Der Trockensubstanzgehalt der verdünnten Streichfarbenabwässer beträgt üblicherweise 2 – 4 %. Wenn diese Abwässer direkt in die Abwasserbehandlungsanlage eingeleitet werden, müssen plötzliche hohe organische Spitzenfrachten in der Behandlungsanlage (CSB-Werte > 10 000 mg/l bis zu 100 000 mg/l) bewältigt werden. Daher werden die verdünnten Leckagen besser in Tanks gesammelt und vor ihrer Ableitung in die externe Abwasserbehandlungsanlage vorbehandelt.

Wenn die Abwässer vor der biologischen Behandlung nicht behandelt werden, können sie sich nachteilig auf die Abwasserbehandlungsanlage auswirken, indem sie Schwierigkeiten bei der Vorklärung und den anschließenden biologischen Stufen hervorrufen.

Eine übliche Vorbehandlung besteht aus der Erfassung, Ausfällung und Entwässerung. Die Streichfarbenabwässer werden von dem restlichen Prozesswasser getrennt, gesammelt und in einen Ausgleichsbehälter geleitet. Dann wird das Abwassergesiebt und zu einer chemischen Fällung gepumpt. Die Flockungschemikalien werden in einem Schnellmischbereich zugeführt. Aluminiumsulfat und Polyaluminiumchloride werden als Fällchemikalien eingesetzt. Polyelektrolyte werden als Flockungshilfsmittel eingesetzt und dem Flockungsbehälter zudosiert. Das geflockte Abwasser fließt in einen Lamellenklärer, in dem die suspendierten Feststoffe auf dem Boden des Klärers sedimentieren und der klare Überlauf in den Abwasserkanal zur weiteren Behandlung abgeleitet wird. Der Schlamm vom Boden des Klärers wird in einem Schlammtank gesammelt und von dort zu einer Zentrifuge zur Entwässerung gepumpt. Der entwässerte Schlamm mit einer Konzentration von circa 30 – 40 % wird zur Abfallverwertung oder zu einer Deponie verbracht.

Es gibt jedoch mindestens eine Fabrik, in der die gefällten Streichfarben mittels Zentrifugation entwässert und als Streichfarbe für den Vorstrich wiederverwendet werden. Diese Variante befindet sich noch in der Entwicklung.

Erreichter Umweltnutzen

Der wichtigste erreichte Umweltnutzen liegt in den Vorteilen beim Betrieb der Abwasserbehandlungsanlage (ABA). Die zur Abwasserbehandlungsanlage abgeleitete Fracht an abfiltrierbaren Stoffen (AFS) und die organische Fracht werden reduziert und auch betriebsstörungsbedingte Leckagen (plötzliche Frachten an abfiltrierbaren Stoffen), die zur Abwasserbehandlungsanlage abgeleitet werden, können weitgehend minimiert werden. Störungen des Vorklärbeckens können reduziert werden, da weniger plötzliche Beeinträchtigungen bei der Sedimentation der abfiltrierbaren Stoffe oder eine Erhöhung des Drehmoments des Antriebsmechanismus für das Klärbecken auftreten. Das Risiko der Klärbeckenüberlastung wird verringert. Störungen des biologischen Systems werden vermindert, da die inerten Stoffe (Pigmentpartikel) im Streichabwasser nicht in die aktive Biomasse des biologischen Behandlungsverfahrens verschleppt und dort angereichert werden. Auf diese Weise wird die Umweltbelastung reduziert. Das Klarfiltrat aus der Streichfarbenabwasserbehandlung kann an anderer Stelle in der Papierfabrik wiederverwendet werden, zum Beispiel zur Verdünnung von gestrichenem und ungestrichenem Ausschuss. Allerdings wird nur die Belastung der Abwasserströme vermindert und die Ströme werden konzentriert, es bleibt jedoch Abfall übrig. Deshalb wird die Rückgewinnung und das Recycling von Abwässern, die Streichfarben enthalten (Abschnitt 7.3.5), als bevorzugte Variante angesehen.

Umwelleistung und Betriebsdaten

Das Verfahren ist seit vielen Jahren in Papierfabriken in ganz Europa im Einsatz. Allerdings sind Schwierigkeiten in Zusammenhang mit der Entwässerung des bei der Fällung erzeugten Schlammes festgestellt worden.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die Abtrennung der Streichfarbenabwässer von der biologischen Abwasserbehandlung hat normalerweise einen positiven Effekt auf die weitere Behandlung des biologischen Schlammes. Die Verbrennung des entwässerten Überschussschlammes aus der zentralen Abwasserbehandlungsanlage der Fabrik ist einfacher, da eine separate Vorbehandlung der Streichabwässer den Aschegehalt der Hauptschlammströme reduziert.

Für die Flockungsanlage sind Flockungschemikalien und Chemikalien zur pH-Werteinstellung erforderlich, die zu einem gewissen Anstieg der Salzbelastung im Abwasser führen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Vorbehandlung des Streichabwassers kann sowohl bei neuen als auch bei bestehenden Fabriken angewendet werden. In bestehenden Fabriken können jedoch die Vorkehrungen zur Abwassererfassung und -umleitung komplizierter und teurer sein. Bei neuen Anlagen stellt die Rückgewinnung der Streichfarbe (siehe Abschnitt 7.3.5) die bevorzugte Alternative dar.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Investition für die separate Behandlung von Streichabwasser mittels Flockung liegt bei circa 1,2 – 1,4 Millionen Euro für eine Produktion von circa 1 000 Tonnen lutro/Tag. Die jährlichen Betriebskosten belaufen sich auf 75 000 – 150 000 Euro pro Jahr, ohne Deponiekosten.

Wichtiger Grund für die Einführung

Der wichtigste Grund für die Umsetzung dieser Maßnahmen sind die Schwierigkeiten in der externen Abwasserbehandlungsanlage, wenn diese Vorbehandlung nicht angewendet wird. Der hohe Gehalt an abfiltrierbaren Stoffen und die chemische Zusammensetzung des Streichabwassers können zu

Betriebsproblemen bei der Vorklärung und bei der biologischen Behandlung führen und Problemen bei der Schlammverbrennung verursachen.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Anlagen in Westeuropa (DE, AT, FR, SE, FI).

Referenzliteratur

[15, CEPI 1998].

7.3.7 Optimale Auslegung und Konstruktion von Behältern und Bütten

Beschreibung

Unbeabsichtigte Einleitungen treten üblicherweise aus folgenden Gründen auf:

- Betriebsstörungen der Papiermaschine und Bahnabrisse;
- Geplante Abfahr- und Anfahrvorgänge für die Wartung und Stillstände, die notwendig sind, um von einer Papiersorte zu einer anderen Sorte zu wechseln;
- Schlechte Bewirtschaftung der Kreislaufwassertanks oder der Maschinenbütten für den Ausschuss in der Nasspartie oder der Bütten für den Ausschuss in der Trockenpartie oder Streichen außerhalb der Papiermaschine.

Für Maßnahmen zur Vermeidung unbeabsichtigter Einleitungen aus der Lagerung und dem Transport von Chemikalien wird auf Abschnitt 2.9.2.3 verwiesen. Für Maßnahmen zur Sicherstellung des reibungslosen Ablaufs aller Prozesse und zur Verringerung von Spitzenlasten, siehe Abschnitt 2.9.10.

Die wichtigste Maßnahme, um unbeabsichtigte Einleitungen auf einem Minimum zu halten, stellt die geeignete Gestaltung und Bewirtschaftung der Kreislaufwassertanks und der Bütten für den Ausschuss dar. Andernfalls ist die Wahrscheinlichkeit erhöht, dass beträchtliche Wasser- und Feststoffableitungen in die Kanalisation auftreten. Die Speicherkapazität für das Kreislaufwasser muss der Speicherung des Ausschusses entsprechen, sodass bei Bahnabrissen oder bei der Rückführung des Ausschusses zur Maschine kein Frischwasser benötigt wird. Bei Papiermaschinen zur Herstellung von gestrichenen Papiersorten muss die Rückführung des Ausschusses, der von der Streichmaschine innerhalb oder außerhalb der Papiermaschine gesammelt wird, sorgfältig kontrolliert werden. Dies liegt darin begründet, dass der Anteil an gestrichenem Ausschuss unter einer bestimmten Grenze liegen muss, damit eine geeignete Mischung aus frischem Halbstoff und verschiedenen Ausschussfraktionen zubereitet werden kann und so Probleme in der Nasspartie der Papiermaschine vermieden werden können. Das Speichervolumen für gestrichenen Ausschuss muss dieser Anforderung gerecht werden.

Die Überwachung des Niveaus in Kreislaufwassertanks entsprechend dem Ausschussbestand, dem Halbstoffbestand und den Produktionsplänen muss zur Vermeidung von Leckagen sorgfältig durchgeführt werden. Das Personal der Fabrik sollte wissen, welche Vorkommnisse zu unbeabsichtigten Einleitungen führen.

In Fabriken mit häufigem Wechsel der Papiersorte ist die Tankkontrolle schwieriger, da die Bestände oft niedrig gehalten werden, um Verluste aus den Reinigungsvorgängen bei Sortenwechseln zu minimieren. Aus diesem Grund müssen auch die Eigenschaften des Beschickungsgutes zur Maschine sorgfältiger kontrolliert werden, sodass die Ausschussmenge auf niedrigem Niveau verbleibt. In Fabriken mit vielen Papiermaschinen können diese Verluste reduziert werden, wenn eine andere Maschine den Fertigungsausschuss verwenden kann.

Eine moderne Online-Überwachung der Papierbahn und der Maschinenparameter sowie die Prozessautomatisierung ermöglichen eine genauere Prozesssteuerung und tragen dazu bei, die Anzahl der Bahnabrisse und Betriebsstörungen zu verringern (siehe Abschnitt 7.3.8). Durch fortschrittliche Lagerturmkontrollen und integriertes Mischen können mehrere Lagerbüten überflüssig oder fehlende Büten ausgeglichen werden.

Bei betriebsstörungsbedingten Leckagen wird durch ein Ausgleichsbecken (Rückhaltebecken) eine plötzliche Überlastung der Wasserbehandlungsanlage vermieden. Von dort kann die Leckage schrittweise in kontrollierter Art und Weise der Abwasserbehandlungsanlage zugeführt werden (siehe Abschnitt 7.3.10). Die Abwasserbehandlung ist der kritischste Punkt bei unbeabsichtigten Einleitungen. Für eine kontinuierlich leistungsfähige Abwasserbehandlungsanlage ist die gute Kommunikation zwischen den Beschäftigten der Produktionsanlagen und der Abwasserbehandlung eine wesentliche Voraussetzung, so dass im Fall betriebsbedingter Leckagen umgehend Maßnahmen ergriffen werden können.

Erreichter Umweltnutzen

Die Maßnahmen verringern die Häufigkeit von Belastungsspitzen in Bezug auf die Wassermenge und die Feststofffracht, die in die Abwasserbehandlungsanlage eingeleitet werden.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Im Rahmen des praktischen Betriebs vieler Papierfabriken sind oft ausreichend große Lagerbehälter für Kreislaufwasser und Ausschuss verfügbar. Die Mengen können durch modellbasierte Kontrollverfahren der Füllstände und Volumenströme der Behälter verringert werden. Die dynamische Modellierung hat in vielen Fabriken zu einem verbesserten Verständnis hinsichtlich der fortschrittlichen Kontrolle des Maschinenbetriebes geführt.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die Entwicklung eines effizienten Kreislaufwasser- und Halbstoffbütenmanagements führt zu Verbesserungen beim wirtschaftlichen Betrieb (Laufeigenschaften, Maschinenkapazität). Große Speicherkapazitäten für Kreislaufwasserausschuss und gestrichenen Ausschuss können zu erhöhter biologischer Aktivität in Tanks und Büten führen, was einen instabilen Betrieb der Papiermaschine und letztlich Produktionsverluste zur Folge haben kann. Mit fortschrittlichen Prozesskontrollverfahren konnten die Speichervolumen beträchtlich verringert werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Kontrolle von unbeabsichtigten Einleitungen ist von grundlegender Wichtigkeit beim Betrieb der Papiermaschine und kann in bestehenden und in neuen Fabriken eingesetzt werden. Allerdings können in älteren Fabriken Probleme auftreten, wenn sie nicht genug Platz für die Vergrößerung der Wasser- oder Halbstoffspeicherkapazität haben.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Investitionskosten für einen zusätzlichen Kreislaufwassertank mit einem Volumen von 3 000 m³ und einem Tank für ungestrichenen Ausschuss mit einem Volumen von 2 000 m³ würden ungefähr 1,0 – 1,2 Millionen Euro betragen. Wenn ein zweiter Tank für gestrichenen Ausschuss benötigt würde, würde dies mit den erforderlichen Hilfseinrichtungen, Rohrleitungen und elektrischen Einrichtungen circa 0,4 – 0,5 Millionen Euro kosten. Diese Investitionskosten gelten für eine Papierproduktion von 1 000 t/Tag.

Wichtiger Grund für die Einführung

Zunächst dienen diese Maßnahmen zur Vermeidung von störenden Ableitungen aus der Papiermaschine in die Fabrikkanalisation und zur Aufrechterhaltung einer gleichmäßigen Fracht zur Abwasserbehandlung. Außerdem werden durch die Prozessautomation in Verbindung mit einer anspruchsvollen Bestandserfassung für das Kreislaufwasser, den Halbstoff und den Ausschuss der wirtschaftliche Betrieb der Maschine und die Produktion verbessert.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Fabriken in Europa.

7.3.8 Messung und Automation

Beschreibung

Für eine effektive Papierherstellung ist es wichtig, dass das Verfahren stabil und die Qualität gleichmäßig sind. Diese Eigenschaften sind für eine umweltgerechte Produktion entscheidend. Unbeständige Bedingungen in der Stoffaufbereitung und im Bereich der Nasspartie verursachen Bahnabriss und damit Störungen in den Wassersystemen. Online-Messungen und die genaue Prozesskontrolle sind daher für eine effektive Papierherstellung essenziell. Die wichtigsten Bereiche, in denen die Messung und die Automation sowohl die Qualität und Produktivität als auch die Leistungen im Hinblick auf den Umweltschutz erhöhen, werden nachfolgend aufgeführt.

- **Betrieb von Stofffängern:** Messungen der abfiltrierbaren Stoffe oder der Trübung sind wichtige Indikatoren zur Feststellung von Spitzenbelastungen, wenn das Ziel besteht, soviel Klarfiltrat aus den Stofffängern wie möglich als Spritzrohrwasser in der Papiermaschine einzusetzen. Auf diese Weise werden unnötige Faserverluste vermieden und die Belastung der Abwasserbehandlung vermindert. Die Bestimmung der Stoffdichte des Beschickungsgutes und dessen Kontrolle erleichtern die Optimierung des Scheibenfilterbetriebes.
- **Mischung:** Bei der Dickstoffproportionierung und –mischung werden Schwankungen der Stoffdichte und der Halbstoffqualität (z. B. Mahlgrad, Faserlänge, Aschegehalt) zur Vermeidung von Qualitätsschwankungen in der Papiermaschine stabilisiert.
- **Mahlen:** Die Kontrollstrategie für das Mahlen erfordert mindestens genaue Messungen des Volumenstroms und der Stoffdichte. Für optimale Ergebnisse der Mahlungskontrolle sind Halbstoffqualitätsmessungen, wie der Mahlgrad, Entwässerbarkeit und die Faserlänge erforderlich.
- **Nasspartie-Management:** Daten zum Gesamtgehalt an Feststoffen und Füllstoffen im Stoffauflauf und im Kreislaufwasser liefern einen frühen Hinweis auf potenzielle Probleme bezüglich der chemischen Verhältnisse in der Nasspartie. Die automatische Retentionsmittelkontrolle mit dem Ziel der Rückhaltung von gleichmäßigen Mengen an Feinstoffen und Füllstoffen in der Papierbahn basiert auf der Online-Messung des Faser- und Füllstoffgehaltes im Primärkreislauf. Der Einsatz der Stoffdichtekontrolle im Kreislaufwasser hat die Stabilität des Betriebes in der Nasspartie drastisch erhöht und die Anzahl von Bahnabrissen in der Nasspartie verringert.
- **Zusätzlich zu der Schwankung der Stoffdichte im Primärkreislauf** stellen die Schwankungen der gelösten und kolloidalen Stoffe im Zulauf eine Hauptursache für Probleme hinsichtlich der Laufeigenschaften und der Optimierung der Papiermaschine dar. Der Bedarf an kationischen Stoffen wird zusammen mit dem pH-Wert, der Temperatur und der Leitfähigkeit anhand des Kreislaufwassers bestimmt und zur Kontrolle schädlicher Substanzen benutzt. Während die Retentionskontrolle durch Kontrolle der Flockung erfolgt, trägt die Ladungskontrolle durch Kontrolle der Koagulation zur Stabilisierung bei.

7.2.4

Erreichter Umweltnutzen

Die Erhöhung der Produktivität und der Rückgang der Bahnabriss oder der Verluste haben durch den Einsatz geeigneter Messverfahren und Automatisierung positive Auswirkungen auf die Umwelt (geringere Emissionsfracht bezogen auf die hergestellte Produktmenge). Aus einer besseren Prozesskontrolle ergeben sich weniger Störungen in den Wassersystemen, ein geringerer Energieverbrauch und ein geringerer Abfallanfall. Die Quantifizierung des erreichten Umweltnutzens ist schwierig, da dieser von den Eigenschaften der Anlage, dem Grad der Produktivität vor der Verbesserung, der/den hergestellten Papiersorte(n) etc. abhängt. Durch Messung und Automation werden das Wassermanagement erleichtert und die Schmutzfrachten in die Abwasserbehandlung sowie Rohstoffverluste vermindert.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Messungen und Automation sind in vielen bestehenden Fabriken zur Erhöhung der Effizienz ohne Probleme im Einsatz und werden in neuen Fabriken normalerweise standardmäßig eingeführt und weiterentwickelt.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es wurden keine negativen medienübergreifenden Auswirkungen berichtet.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die vorgenannten Messungen und Kontrollen können sowohl in kleinen als auch in großen und sowohl in neuen als auch in bestehenden Fabriken eingesetzt werden. Die größten Vorteile werden bei der Herstellung von hochqualitativen Endprodukten erzielt.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Elimination von Papierbahnabrissen führen zu höheren Betriebszeiten der Maschine und somit zu höheren Produktionsmengen pro Tag. Energie, die während Produktionsunterbrechungen verschwendet wird, z. B. zum Heizen, in Trocknerzylindern und für den Betrieb von Pumpen, wird eingespart.

Eine hohe und gleichmäßige Retention bedeutet auch Einsparungen in der Abwasserbehandlungsanlage. Die Abwasserbehandlungsanlage muss nicht für Spitzenbelastungen überdimensioniert sein, wenn die Abwasserbelastung aufgrund einer gleichmäßigeren Retention stabiler ist.

Diesen Einsparungen sind die Investitions- und Betriebskosten für die technischen Einrichtungen gegenzurechnen. Die Amortisationszeit von eingeführten Messungen und Kontrollen liegt üblicherweise unter einem Jahr. Nach geeignetem Training können die Fabrikarbeiter diese technischen Einrichtungen bedienen. Soweit erforderlich, können die Elektriker und Mess- und Regeltechniker der Fabrik die notwendigen Wartungsarbeiten durchführen.

Wichtiger Grund für die Einführung

Messungen und Automation werden in erster Linie aus wirtschaftlichen Gründen und zum Erreichen einer höheren Papierqualität eingesetzt. Sie führen zu Zeiteinsparungen bei der Papierproduktion (z. B. ermöglichen sie schnellere Papiersortenwechsel, schnellere Anfahrvorgänge, schnellere Rückgewinnung nach einem Bahnabriss), zu niedrigeren Produktionskosten (z. B. durch Optimierung der Bestandteile des Stoffrezeptes, den effektiven Einsatz der Zusatzstoffe, einen verringerten Energieverbrauch) und zur höchstmöglichen Papierqualität (z. B. durch geringere Schwankungen der Querrichtung/Maschinenrichtung, optimierte Entwässerung, Blattbildung etc.). Die optimale Entwässerung für eine bestimmte Maschine wird durch eine geeignete Stoffaufbereitung und Management der Nasspartie (z. B. Refinerkontrolle und Kontrolle der Chemikalien) erreicht. Außerdem ist es einfacher, eine größere Bandbreite an Papiersorten herzustellen.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Fabriken in Europa.

Referenzliteratur

[96, Nokelainen et al. 1995], [97, Nokelainen et al. 1997].

7.3.9 Verwendung von Chemikalien

Beschreibung

Chemische Zusatzstoffe tragen zur Abwasserfracht bei und somit stellt die Verwendung von Chemikalien, die die Emissionen in Gewässer minimieren eine zu berücksichtigende Technik dar. Zwei Beispiele für diese Techniken stellen die Minimierung der Freisetzung von chemischen Zusatzstoffen (z. B. fett- oder wasserbeständige Mittel), die Per- oder Polyfluorverbindungen (PFC) enthalten oder zur Bildung dieser Verbindungen beitragen sowie die Umstellung auf Produkthilfsstoffe mit niedrigem AOX-Gehalt dar.

Erreichter Umweltnutzen

Die Verringerung der Emissionen in Gewässer.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Minimierung der Freisetzung von chemischen Zusatzstoffen (z. B. fett- oder wasserbeständige Mittel), die Per- oder Polyfluorverbindungen (PFC) enthalten, ist nur für Anlagen anwendbar, in denen fett- oder wasserabweisendes Papier hergestellt wird.

Die Umstellung auf Produkthilfsstoffe mit niedrigem AOX-Gehalt ist für Anlagen, in denen Papiersorten mit hoher Nassfestigkeit hergestellt werden, anwendbar.

Wichtiger Grund für die Einführung

Verringerung der Emissionen in Gewässer.

7.3.10 Einbau eines Ausgleichsbeckens und Vorklärung von Abwasser

Beschreibung

Für die meisten Papierfabriken wird diese Maßnahme nicht als alleinige Technik angesehen, sondern als eine Vorbehandlung. Die Vorbehandlung wird normalerweise vor der biologischen Behandlung durchgeführt, um den Behandlungsprozess zu erleichtern und zu verbessern. In einigen Sonderfällen, in denen die organische Belastung für eine effiziente biologische Behandlung zu niedrig ist, kann die Vorklärung die einzige Abwasserbehandlung darstellen.

Nachfolgend sind die wichtigsten Verfahren aufgeführt:

- Die Grobsiebung wird zur Entfernung größerer Gegenstände und von Sand, die die nachfolgenden technischen Einrichtungen beschädigen können, durchgeführt.
- Bei Abwässern mit großen Schwankungen hinsichtlich Volumenstrom und Gehalt an Verunreinigungen kann eine Vergleichmäßigung und Leckagenerfassung erforderlich sein. Solche Schwankungen können die Funktionsweise der nachfolgenden Behandlungsprozesse, insbesondere biologische Prozesse, stören. Für die Verweilzeit im Ausgleichsbecken kann ein Wert von vier Stunden als Richtwert für eine geeignete Konzipierung dienen. Allerdings hängt die geeignete Verweilzeit im Ausgleichsbecken von den Schwankungen der Wasserqualität ab.
- Vorklärung oder mechanische Behandlung. Die Sedimentierung wird zur Entfernung von abfiltrierbaren Stoffen (AFS), wie Fasern, Rindenpartikeln und anorganischen Partikeln (Füllstoffe, Kalkpartikel etc.) durchgeführt. Eine bestimmte Mindestgröße der Partikel ist dafür notwendig. Die feineren Partikel setzen sich für die praktische Anwendung zu langsam ab bzw. setzen sich überhaupt nicht ab. Außerdem werden Mikrofilter als erste Stufe vor dem Klärbecken eingesetzt, wodurch die Rückgewinnung einer gewissen Fasermenge ermöglicht wird. Die Mikroflotation kann auch als Vorklärung eingesetzt werden. Einige kleinere Fabriken setzen die Vorklärung mittels Filtration als einzige Abwasserbehandlung ein.

Die Partikel setzen sich auf dem Boden des Vorklärbeckens ab und bilden einen Schlamm, der entfernt werden muss. Dies erfolgt durch Pumpen in Rundklärbecken in Kombination mit Bodenräumern. Der

Schlamm weist normalerweise einen niedrigen Trockensubstanzgehalt auf, ungefähr 1 – 2 % und muss vor der abschließenden Entsorgung eingedickt und entwässert werden.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung der freigesetzten Menge an abfiltrierbaren Stoffen, die sich aus anorganischen und organischen Stoffen zusammensetzen.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Das Ergebnis der Vorklärung hängt von den Abwassereigenschaften ab, aber auch vom Grad der internen Faserrückgewinnung in der Zellstoff- oder Papierfabrik. Die Entfernungsrates für die abfiltrierbaren Stoffe (AFS) kann zwischen 60 – 90 % liegen. Für die absetzbaren Stoffe ist die Reinigungsleistung normalerweise höher und liegt bei ca. 90 – 95 %. Der Gehalt an abfiltrierbaren Stoffen nach der primären Sedimentation dürfte im Bereich von 30 – 200 mg/m³ liegen. Die höheren Werte werden normalerweise beobachtet, wenn eine zweite Reinigungsstufe folgt.

Medienübergreifende Auswirkungen

In der Abwasserbehandlungsanlage fällt Schlamm an, der nach der Entwässerung weiterbehandelt werden muss. Für die weitere Behandlung dieses Schlammes gibt es viele unterschiedliche Verfahren, die zu einem gewissen Grad standortspezifisch sind (siehe Abschnitt 7.3.13 und 2.9.8). Ein Verfahren ist die Verbrennung.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Das Verfahren kann sowohl in bestehenden als auch in neuen Papierfabriken eingesetzt werden. Maßnahmen zur Verringerung des Wasserverbrauchs irgendeiner Art sollten vorzugsweise vor der Einführung der Vorklärung durchgeführt werden, um die hydraulische Belastung und damit die Investitionskosten für die Klärbecken zu verringern.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Für eine integrierte Papierfabrik mit einer Produktion von 1 000 Tonnen luro/Tag betragen die Investitionskosten für die Vorklärung, bestehend aus Pumpwerk, Vorklärbecken, Schlammmentwässerung und Chemikaliendosiersystemen, 3,5 – 4,5 Millionen Euro. Die Betriebskosten hängen stark vom benötigten Chemikalienverbrauch (wenn zutreffend) ab und liegen bei 0,4 – 0,6 Millionen Euro/Jahr.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Vorklärung wird zur Reduzierung der ins aufnehmende Gewässer eingeleiteten oder der biologischen Behandlung zugeführten Fracht an abfiltrierbaren Stoffen eingesetzt.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Papierfabriken in Europa.

7.3.11 Aerobe biologische Abwasserbehandlung

Beschreibung

Siehe Abschnitt 2.9.11.2.1.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung der Emissionen organischer Stoffe (CSB, BSB), AOX, Phosphor, Stickstoff und Komplexbildner in Gewässer.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die hier aufgeführten Emissionsfrachten sind das Ergebnis einer Kombination aus prozessintegrierten Maßnahmen (siehe Abschnitte 7.3.1 – 7.3.10 plus Vorklärung) und biologischer Behandlung.

Für die biologische Behandlung von Papierfabrikabwässern können normalerweise folgende Reinigungsleistungen für die Schmutzfracht erreicht werden: Belebtschlamm: 85 – 96 % für BSB₅; 75 – 90 % für CSB. Kombinierte Systeme wie Belebtschlamm beispielsweise kombiniert mit Schwebebettreaktoren oder Tropfkörpern erzielen oft die höchsten Reinigungsleistungen.

Diese Reinigungsleistungen werden mit niedrig belasteten Belebtschlammssystemen mit einer Schlammbelastung zwischen 0,1 und 0,2 kg BSB₅/kg TS x d erreicht. Bei einigen Anwendungsfällen werden auch für hochbelastete Anlagen gute Reinigungsleistungen berichtet:

- Tropfkörper: bis zu 90 % für BSB₅ und 80 % für CSB (*Quelle*: Erfahrung, z. B. von Papierfabrik Crown Van Gelder, 2011);
- Schwebebettbiofilmreaktoren (MBBR)/Reaktoren mit suspendiertem Trägermaterial: 85 – 95+ % BSB₅; 80 – 90 % CSB;
- Getauchte Biofilter: 60 – 80 % für BSB₅; 50 – 60 % für CSB.

Die Reinigungsleistungen hängen zu einem gewissen Grad auch von der Zulaufkonzentration und den Eigenschaften der Schmutzstoffe ab. Die Zulaufkonzentrationen von organischen Stoffen, die in die Abwasserbehandlungsanlage gelangen, werden durch die verwendeten Rohstoffe, die hergestellten Papiersorten, den spezifischen Wasserverbrauch, die verwendeten chemischen Zusatzstoffe (ein höheres Vorliegen von Polyvinylalkohol verringert zum Beispiel die Reinigungsleistung) und die angewendeten prozessintegrierten Maßnahmen beeinflusst.

Das Abwasser aus Papierfabriken erreicht nach der Behandlung in Abhängigkeit vom Grad der Wasserkreislaufschließung Werte von <50 – 140 mg CSB/l. Normalerweise sind BSB₅-Werte unter 25 mg BSB₅/l erreichbar und es können Werte bis zu 5 mg/l erzielt werden (nahe der Nachweisgrenze). Das CSB/BSB-Verhältnis in filtrierten Proben von Papierfabrikabwasser nach biologischer Behandlung liegt gewöhnlich zwischen 4 und 7 oder 8 (bis zu 10). Eine geeignete Konzeption und Wartung der Behandlungsanlage sind eine Voraussetzung für leistungsfähige biologische Systeme.

In Tabelle 7.26, sind die erzielten Emissionen in Gewässer von nicht integrierten Papierfabriken nach der aeroben Behandlung zusammengefasst, wobei nach Papiersorten, Art der verwendeten Faserstoffzusammensetzung und der Art der angewendeten Abwasserbehandlung unterschieden wird [244, Pulp and Paper TWG 2007], [248, Hamm 2007], [138, PP TWG 2009].

Tabelle 7.26: Jahresmittelwerte der Emissionen von nicht integrierten Papierfabriken nach biologischer Behandlung

Beispiele für nicht integrierte Papierfabriken und Faserzufuhr	Angেgebene erzielte Emissionswerte nach aerober Behandlung							Produktion (t) 2006 oder 2008 und Art der Abwasserbehandlung
	CSB	BSB ₅	Tot-P	Tot-N	AOX	AFS	Volumenstrom (m ³ /t)	
Fabriken für ungestrichenes Papier oder Fabriken, die sowohl gestrichenes als auch ungestrichenes Papier herstellen (DE (3), FR (1), PO (1))								
Papierfabrik 1 (100 % Zellstoff)	70 mg/l	14 mg/l	1,0 mg/l	2,0 mg/l	0,17 mg/l	24 mg/l	3,2	1,19 Millionen, gestrichenes/ ungestrichenes Feinpapier
	0,23 kg/t	0,04 kg/t	0,003 kg/t	0,007 kg/t	0,6 g/t	0,08 kg/t		Tropfkörper + einstufige BS
Papierfabrik 2 (100 % Zellstoff)	50 mg/l	17 mg/l	0,8 mg/l	2,4 mg/l	0,04 mg/l	19 mg/l	15,6	347 000, gestrichenes & ungestrichenes Papier
	0,78 kg/t	0,27 kg/t	0,010 kg/t	0,040 kg/t	0,5 g/t	0,3 kg/t		Einstufige Belebtschlammanlage
Papierfabrik 3 (95 % Zellstoff, 5 % DIP)	17 mg/l	3 mg/l	0,13 mg/l	1,5 mg/l	0,04 mg/l	3,6 mg/l	10,8	287 000, gestrichen/ ungestrichen
	0,18 kg/t	0,03 kg/t	0,0014 kg/t	0,016 kg/t	0,4 g/t	0,04 kg/t		Einstufige Belebtschlammanlage
Papierfabrik 4 (100 % Zellstoff)	50 mg/l	12 mg/l	0,9 mg/l	6,5 mg/l	0,19 mg/l	mg/l	4,6	123 635, ungestrichen
	0,23 kg/t	0,056 kg/t	0,004 kg/t	0,03 kg/t	0,9 g/t	0,036 kg/t		Einstufige Belebtschlammanlage
Papierfabrik 5 (93 % Zellstoff, 7 % CTMP)	83 mg/l	13 mg/l	0,45 mg/l	6 mg/l	KD	20 mg/l	8,7	262 758, ungestrichenes Offsetdruckpapier
	0,72 kg/t	0,11 kg/t	0,004 kg/t	0,05 kg/t	KD	0,16 kg/t		Schwebetankreaktor + einstufige BS
Fabriken für gestrichenes Papier (FR (1), SE (1))								
Papierfabrik 1 (100 % Zellstoff)	119 mg/l	9 mg/l	1,0 mg/l	10,1 mg/l	0,2 mg/l	26	6,9	108 913, gestrichenes Papier
	0,82 kg/t	0,063 kg/t	0,007 kg/t	0,07 mg/l	1,4 g/t	0,18 kg/t		Einstufige Belebtschlammanlage
Arctic Paper Grycksbo, SE	71 mg/l	KD	0,06 mg/l	0,6 mg/l	0,1 mg/l	16 mg/l	7	265 000, gestrichenes Papier
	0,5 kg/t		0,4 g/t	0,004 kg/t	1,0 g/t	0,11 kg/t		MBBR + chemische Behandlung (Flotation)
Hygienepapierfabriken (FR (1), UK (2), PO (1), DE (1), IT (1))								
Papierfabrik 1 (100 % Zellstoff)	65 mg/l	16 mg/l	0 (i)	16 mg/l	KD	0 (i)	6,2	64 496, Hygienepapier
	0,4 kg/t	0,1 kg/t	0 kg/t (i)	0,1	KD	0 (i)		Festbett-Biofilmreaktor + Biofilter
Papierfabrik 2 (100 % Zellstoff)	138 mg/l	13 mg/l	0,08 mg/l	1,8 mg/l	0,3 mg/l	8 mg/l	4	60 000, Hygienepapier
	0,55 kg/t	0,05 kg/t	0,0003 kg/t	0,007 kg/t	1 g/t	0,03 kg/t		Schwebetank-Bioreaktor
Papierfabrik 3 (77 % Zellstoff, 23 % deinkter Faserstoff)	27 mg/l	7 mg/l	1,3 mg/l	0,9 mg/l	KD	11 mg/l	24	120 000, Hygienepapier
	0,71 kg/t	0,19 kg/t	0,01 kg/t	0,045 kg/t	KD	0,28 kg/t		Einstufige Belebtschlammanlage
Papierfabrik 5 (100 % Zellstoff)	114 mg/l	10 mg/l	0,6 mg/l	1,4 mg/l	0,2 mg/l	6 mg/l	5	60 000, Hygienepapier
	0,57 kg/t	0,05 kg/t	0,003 kg/t	0,007 kg/t	1 g/t	0,03 kg/t		Schwebetank-Bioreaktor
Papierfabrik 6 (100 % Zellstoff)	95 mg/l	2 mg/l	0,35 mg/l	5,2 mg/l	0,08 mg/l	12 mg/l	5,8	60 000, Hygienepapier
	0,55 kg/t	0,01 kg/t	0,002 kg/t	0,03 kg/t	0,5 g/t	0,07 kg/t		KD (biologische Behandlung)
(i) Obwohl es nicht korrekt zu sein scheint, hat die Papierfabrik „0“ angegeben (Daten beziehen sich auf 2008).								
Anmerkung: KD = Keine Daten zur Verfügung gestellt.								
Quellen: EIPPCB-Befragungen 2007 und 2009, [248, Hamm 2007], schwedische Statistik 2007								

Wenn kleinere Papierfabriken Standardsorten herstellen, können diese Fabriken Emissionen erzielen, die denen großer Fabriken ziemlich nahe kommen (z. B. Altpapier verarbeitende Fabriken, die grafisches Recyclingpapier mit Deinking und Faltschachtelkarton herstellen). Viele kleinere Fabriken stellen jedoch

kundenspezifische Spezialpapiere oder Papier für Nischenmärkte (z. B. Zigarettenpapiere, Filterpapiere, dekoratives Papier) her. Diese Fabriken unterscheiden sich hauptsächlich durch den spezifischen Abwasservolumenstrom von anderen Papierfabriken, die Standardsorten herstellen (der spezifische Abwasservolumenstrom von Spezialpapierfabriken kann zwischen 13 m³/t und 200 m³/t liegen). Die entsprechenden Frachten für die verschiedenen Parameter nach der Behandlung sind in vielen Fällen im gleichen Bereich wie bei Standardsorten und in einigen Fällen nur etwas höher als bei holzfreien Standardpapiersorten. In Tabelle 7.27 sind die Jahresmittelwerte der Emissionsfrachten einiger Beispielfabriken für Spezialpapier nach der biologischen Abwasserbehandlung zusammengestellt [138, PP TWG 2009], [248, Hamm 2007]. Weitere Daten für Spezialpapierfabriken sind in Abschnitt 7.2.2.5 enthalten.

Tabelle 7.27: Jahresmittelwerte der wasserbasierten Emissionen von nicht integrierten Spezialpapierfabriken nach biologischer Behandlung

Beispiele für nicht integrierte Spezialpapierfabriken	Angegebene erzielte Emissionswerte nach aerober Behandlung							Produktion (t) 2006 oder 2008 und Art der Abwasserbehandlung	
	Einheit	CSB	BSBs	Tot-P	Tot-N	AOX	AFS		Volumenstrom (m ³ /t)
Spezialpapierfabriken									
Crown Van Gelder, NL; 100 % CP	mg/l	87	23	1,2	5,1	0,2	16	13,0	212 500, Spezialpapier für grafische & industrielle Anwendungen
	kg/t	1,13	0,30	0,015	0,066	0,002	0,20		Tropfkörper, zweistufige Anlage
Papierfabrik 1	mg/l	24	KD	0,22	2,91	0	8	17,4	36 700, gestrichenes thermografisches Papier, Ink-Jet-Papier
	kg/t	0,42	KD	0,004	0,051	0	0,131		Aerober Schwebebett-Bioreaktor
Papierfabrik 5	mg/l	17	KD	0,16	2,83	0,04	10	198,0	13 000, gestrichenes Papier für Teebeutel, Nahrungsmittel-/Getränkeverpackung, etc.
	kg/t	3,36	KD	0,030	0,560	0,008	1,980		Biofilter
Papierfabrik 8	mg/l	118	KD	0,73	0,32	KD	25	52,4	Papier zum Abformen, Kunstpapier
	kg/t	5,16	KD	0,040	0,020	KD	1,300		Einstufige Belebtschlammanlage
Papierfabrik 15	mg/l	34	KD	0,26	1,28	0,14	KD	13,2	130 000, gestrichenes Selbstdurchschreibepapier, Dekorpapier, technisches
	kg/t	0,31	KD	0,003	0,013	0,002	KD		Schwebebettreaktor
Prado-Cartolinas da Lousã, PT, 100 % CP	mg/l	113	KD	1,25	2,8	0,05	31	16,5	24 310, weißer & farbiger Bristolkarton
	kg/t	2,03	KD	0,020	0,040	KD	0,55		Festbett-Biofilmreaktor + O ₃
Pucara Roigheim, DE, 100 % CP	mg/l	48	7	0,06	3,6	KD	4	35	14 500, Isolierpapier
	kg/t	1,7	0,2	0,002	0,124	KD	0,14		Flotation/Filtration
Julius Glatz Neidenfels, DE, 100 % CP	mg/l	17	4	0,26	0,77	0,02	3	74	48 000, Zigarettenpapier, Feinpapier
	kg/t	1,2	0,3	0,02	0,056	0,002	0,2		Biofilter
Munksjö Paper Aalen, DE, 100 % CP	mg/l	21	4	0,10	6,0	0,20	2	47	75 000, Buntpapier
	kg/t	1,0	0,2	0,005	0,3	0,01	0,1		Biofilter
Cordier Bad Dürkheim, DE, 35 % CO, 65 % Baumwollinters	mg/l	68	6	0,02	1	0,36	KD	20	13 440, kundenspezifisches grafisches und technisches Papier
	kg/t	1,4	0,12	0,0004	0,019	0,007	KD		Belebtschlamm, Sedimentation/Flotation

Anmerkung: CP = zugekaufter Zellstoff; KD = Keine Daten zur Verfügung gestellt.

Quelle: EIPPCB-Befragungen, [248, Hamm 2007], Daten für die Fabrik Crown Van Gelder, die als Kommentare der Technischen Arbeitsgruppe zum 1. Entwurf des PP BREF, 2011, eingingen.

Ein Teil der zugegebenen Nährstoffe wird normalerweise zusammen mit dem behandelten Abwasser freigesetzt. Wenn das System sorgfältig optimiert ist, sind Nährstofffreisetzungen von 1 mg Tot-P/l und unter 10 mg $N_{\text{anorganisch}}/l$ erreichbar (als Tagesmittelwert).

Im Zuge der aeroben Abwasserbehandlung fällt Überschussschlamm an, der eingedickt, entwässert und weiterbehandelt werden muss. Ein üblicher Wert für niedrig belastete Belebtschlammanlagen liegt im Bereich von 0,3 – 0,4 kg Überschussschlamm/kg eliminiertem BSB_5 (als Trockensubstanz). Manchmal werden auch etwas höhere Werte beobachtet. Bei der Behandlung von niedrigen BSB_5 -Konzentrationen in getauchten Biofiltern wird weniger Überschussschlamm erzeugt: ungefähr 0,2 kg Überschussschlamm/Kg eliminiertem BSB_5 (als Trockensubstanz). Stark belastete Anlagen verzeichnen einen höheren spezifischen Überschussschlammfall.

Zur Belüftung der aktiven Biomasse und für die Pumpen ist elektrische Energie erforderlich. Der spezifische Energieverbrauch für den Abbau/die Elimination von 1 kg BSB_5 beträgt 0,3 – 3 kWh. Dies hängt hauptsächlich von der Art und der Gestaltung des angewendeten Belüftungssystems, der richtigen Dimensionierung der Anlage und der konzipierten organischen Belastung des Belebtschlammssystems ab:

- Hochbelastete Belebtschlammssysteme benötigen ca. 0,3 - 0,5 kg O_2 /kg eliminiertem BSB_5 .
- Niedrigbelastete Systeme benötigen 1,5 - 2 kg O_2 /kg eliminiertem BSB_5 .

Folglich verbraucht die hoch belastete Belebtschlammbehandlung circa 0,5 kWh/kg eliminiertem BSB_5 und die niedrig belastete Belebtschlammbehandlung circa 1,5 - 2 kWh/kg eliminiertem BSB_5 . Bei einem gut konzipierten niedrig belasteten System kann jedoch ein Wert von <1 kWh/kg eliminiertem BSB_5 erreicht werden [91, Möbius 1997]. Dieser Wert kann auch verwendet werden, um die erwarteten Betriebskosten verschiedener Abwassersysteme zu vergleichen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Bei der aeroben biologischen Abwasserbehandlung wird Energie verbraucht (z. B. für Belüfter und Pumpen) und Schlamm erzeugt, der normalerweise vor der Verwendung oder Entsorgung behandelt werden muss.

Besonders in den Sommermonaten können aus der Abwasserbehandlungsanlage von Papierfabriken belästigende Gerüche emittiert werden. Wenn die Abwasserbehandlungsanlage sorgfältig bemessen und überwacht wird, können belästigende Gerüche vermieden werden (siehe Abschnitt 2.9.14).

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Nicht für Anlagen anwendbar, in denen die biologische Fracht des Abwassers nach der Vorklärung sehr niedrig ist, da die biologische Behandlung dadurch technisch oder wirtschaftlich nicht vertretbar ist.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die nachfolgenden Angaben zu Investitionskosten für die biologische Behandlung können nur einen groben Anhaltspunkt für die Größenordnung der anfallenden Kosten geben. Beim Vergleich der Investitionskosten, die auf der zu behandelnden Schmutzfracht (z. B. kg CSB) basieren, muss man bedenken, dass Behandlungsanlagen oft überdimensioniert sind, um mögliche Produktionserhöhungen in der Zukunft zu berücksichtigen.

Dennoch sind hier einige Beispiele von Behandlungssystemen in französischen Papierfabriken zusammengestellt:

- Belebtschlammanlage für eine Fabrik zur Herstellung von Druckpapier (200 t/Tag Papierproduktion): 2 Millionen Euro;
- Belebtschlammanlage für eine Fabrik zur Herstellung von Druckpapier (300 t/Tag Papierproduktion): 3 Millionen Euro;

- Biofiltration für eine Spezialpapierfabrik (130 t/Tag Papierproduktion): 1,5 Millionen Euro;
- Belebtschlammanlage für eine Fabrik zur Herstellung von Druckpapier (260 t/Tag Papierproduktion entsprechend 2,5 t CSB/Tag): 2 Millionen Euro;
- Belebtschlammanlage für eine Fabrik zur Herstellung von Wellenpapier (100 t/Tag Papierproduktion): 1,5 Millionen Euro (alle Daten von [CTP, Grenoble]);

Die Investitionskosten können wie folgt zusammengefasst werden:

- Belebtschlammbehandlung: 300 – 600 Euro pro kg CSB=Tag;
- Biofiltration: 500 Euro pro kg CSB=Tag;

Die Investitionskosten hängen vor allem von der je Tag zu behandelnden Schmutzfracht ab.

Wichtiger Grund für die Einführung

Viele Mitgliedsstaaten haben Anforderungen für Abwässer von Papierfabriken festgesetzt, wobei die biologische Behandlung für diesen Industriebereich grundsätzlich als BVT angesehen wird. Als Folge davon haben viele Papierfabriken in Europa biologische Abwasserbehandlungsanlagen oder andere Behandlungssysteme mit vergleichbaren Reinigungsleistungen errichtet.

Anlagenbeispiele

In europäischen Papierfabriken sind zahlreiche aerobe Abwasserbehandlungsanlagen in Betrieb.

Referenzliteratur

[91, Möbius 1997], [Kostendaten von CTP, Grenoble, 1999], [113, PTS 1998], [138, PP TWG 2009], [244, Pulp and Paper TWG 2007], [248, Hamm 2007].

7.3.12 Dritte Abwasserreinigungsstufe - chemische Fällung

Beschreibung

Siehe Abschnitt 2.9.11.3.1.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung der Phosphor- und AFS-Emissionen sowie eines Teils der eingeleiteten organischen Stoffe (Partikel und kolloidale Verbindungen).

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die Ergebnisse der Jahresmittelwerte von schwedischen Anlagen, in denen die chemische Fällung in Kombination mit der biologischen Behandlung eingesetzt wird, sind in Tabelle 7.28 wiedergegeben. Schwedische Zellstoff- und Papierfabriken verschiedener Art wenden die chemische Fällung an: nicht integrierte Papierfabriken (gestrichenes Papier, Hygienepapier), integrierte Altpapier verarbeitende Fabriken, Zeitungsdruckpapierfabriken, CTMP-Fabriken oder integrierte Zellstofffabriken (siehe Abschnitt 3.3.14). Tabelle 7.28 enthält nicht unbedingt Fabriken, die alle wasserbezogenen BVT angewendet haben, sondern zeigt stattdessen die durch die Anwendung der chemischen Fällung erzielten Emissionswerte der fraglichen Parameter, d. h. AFS, N, P. Die CSB-Fracht wird durch diese Behandlung weniger beeinflusst.

Tabelle 7.28: Leistungsfähigkeit der chemischen Fällung/Flockung als alleinige oder dritte Reinigungsstufe für das Abwasser von Papierfabriken

Fabrik, Papiertyp, Aufschlussverfahren	Abwasservolumenstrom m ³ /t	CSB nach Behandlung (1)		AFS (1)		Tot-P (1)		Tot-N (1)	
		kg/t	mg/l (2)	kg/t	mg/l (2)	kg/t	mg/l (2)	kg/t	mg/l (2)
Munkedal, zugekaufter Zellstoff,	3	0,5	166	0,2	66	2,1	0,7	35	12
Nyboholm, Hygienepapier, zugekaufter Zellstoff	13	2,2	170	0,3	23	4	0,3	33	2,5
Grycksbo, gestrichenes Papier, zugekaufter Zellstoff	7	0,5	71	0,11	16	0,4	0,06	4	0,6
Hallsta, Zeitungsdruckpapier, TMP/GW/RCF	12	5,3	441	0,4	33	3	0,25	48	4
Ortviken, Zeitungsdruckpapier, TMP	20	3,8	190	0,2	10	4	0,2	79	4
Braviken, Zeitungsdruckpapier, TMP/RCF deinkt	15	2,4	160	0,4	27	5	0,33	75	5
Inlands, RCF nicht deinkt	24	4,9	204	0,7	30	13	0,5	82	3,4
Katrinefors, Hygienepapier, RCF deinkt	51	3,4	66	0,5	10	6	0,12	175	3,4
Edet, Hygienepapier, RCF deinkt	37	4,7	127	0,78	21	10	0,3	141	3,8
Fors, CTMP, Packpapier	27	6	222	0,4	15	3	0,1	57	2,1
(1) Die Emissionswerte beziehen sich auf die Menge an produziertem Papier (und nicht auf den produzierten Zellstoff).									
(2) Die Konzentrationswerte wurden auf der Basis des angegebenen Jahresabwasservolumenstroms und der Fracht berechnet.									
<i>Quelle: Swedish Forest Industry Federation und schwedische Statistiken 2007</i>									

Es werden Reduktionsraten von ungefähr 97 – 99 % für die abfiltrierbaren Stoffe und von 70 % für den CSB bezogen auf das Rohabwasser (vor jeglicher Behandlung, d. h. vor dem Vorklärbecken) erreicht. Die CSB-Reduktion wird hauptsächlich infolge der Reduktion der abfiltrierbaren Stoffe erreicht. Der lösliche Anteil des CSB (und des BSB) wird nur leicht reduziert (ungefähr 10 %). Die Verminderung der löslichen Stoffe des CSB und BSB wird durch die biologische Behandlung (siehe Abschnitt 7.3.11) erreicht.

Das CSB/BSB-Verhältnis liegt nach der chemischen Fällung im Bereich von 3 und weist darauf hin, dass ein wesentlicher Anteil des entfernten CSB aus weniger leicht biologisch abbaubaren und deshalb potenziell schädlicheren Stoffen besteht. Es zeigt ebenfalls auf, dass diese Abwässer für die weitere biologische Behandlung geeignet sind.

Die Menge des anfallenden Schlammes liegt im Bereich von 3 - 6 kg/m³, einschließlich 60 – 80 % Wasser (nach den Pressen oder Zentrifugen liegt der Trockensubstanzgehalt bei 20 – 40 %).

Die Chemikalienkosten sind beträchtlich und die Reinigung ist selektiv; neutrale Stoffe können nicht so wirksam erfasst werden wie dissoziierte Ionen oder kolloidale und partikuläre Stoffe.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die Fällung der abfiltrierbaren Stoffe, der Nährstoffe und zu einem geringeren Ausmaß der organischen Stoffe mittels anorganischer Chemikalien resultiert in einer großen Schlammmenge, die schwierig zu

entwässern ist und oft auf einer Deponie abgelagert wird. Der Einsatz von Fällmitteln führt zu einem Anstieg der Salzbelastung (Chloride oder Sulfate) im Abwasser. Die Menge der verwendeten Metallsalze liegt normalerweise zwischen 200 g/m³ und 400 g/m³.

Die Behandlung verbraucht etwas Energie für Pumpen und Antriebe.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Anwendbar sowohl für neue als auch in bestehenden Fabriken. Sie wird besonders bei kleineren Fabriken eingesetzt.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Für eine Fabrik zur Herstellung von Druckpapier mit einer Kapazität von 100 t/Tag betragen die Investitionskosten für die physikalisch-chemische Behandlung 1 Million Euro. Die Investitionskosten für die chemische Fällung beinhalten einen Ausgleichstank, die Lösungsstation für die Chemikalien, die Einrichtungen für die Chemikaliendosierung, eine Fällungs- und Flockungseinheit und ein Absetzbecken. Zu den Betriebskosten waren keine Angaben verfügbar.

Wichtiger Grund für die Einführung

Die chemische Fällung von Abwasser aus nicht integrierten Papierfabriken wird normalerweise dann angewendet, wenn Nährstoffe, abfiltrierbare Stoffe und nicht wasserlösliche Teile der organischen Stoffe im Abwasser entfernt werden müssen.

Anlagenbeispiele

Siehe Tabelle 7.28.

Referenzliteratur

[Swedish Forest Industry Federation und schwedische Statistiken 2007]

7.3.13 Entwässerung und Eindickung von Schlamm vor der endgültigen Entsorgung oder Verbrennung

Beschreibung

Bei der Papier- und Zellstoffherstellung sowie in den fabrikeigenen Abwasserbehandlungsanlagen fallen bei der Vorklärung, der biologischen Abwasserbehandlung und in chemischen Fällungsanlagen, einschließlich der Streichfarbenbehandlung, große Mengen an Schlamm an. In Belüftungsteichen sowie in anaeroben Anlagen wird üblicherweise weniger Schlamm erzeugt.

Die Schlammbehandlung beinhaltet die folgenden wesentlichen Stufen:

- Wiederverwendung des Faserschlammes aus der Vorklärung. Dies wird in vielen Fällen praktiziert;
- Eindickung und Entwässerung des Faser-/biologischen/(chemischen) Schlammes;
- Endgültige Entsorgung des entwässerten Schlammes.

Die Wiederverwendung des Faserschlammes wird in den Fällen praktiziert, in denen dies im Hinblick auf die Produkthanforderungen geeignet ist. Bei Vorliegen von biologischen/chemischen Schlämmen sollte wenigstens ein Teil des Faserschlammes entwässert und nicht wiederverwendet werden. Dies liegt darin begründet, dass biologischer und chemischer Schlamm sehr schlechte Entwässerungseigenschaften aufweist und normalerweise mit geringen Mengen Faserschlamm gemischt wird, um akzeptable Entwässerungseigenschaften zu erreichen.

Die Entwässerung zielt darauf ab, möglichst viel Wasser aus dem Schlamm zu entfernen, um die Transportkosten zu senken und die endgültige Entsorgung zu erleichtern. Dafür stehen verschiedene mechanische Einrichtungen zur Verfügung.

Biologischer und chemischer Schlamm wird vor der Entwässerung und dem Eindicken normalerweise einer Vorentwässerung unterzogen. Dies führt zu einer Zunahme des Trockensubstanzgehaltes von ungefähr 1 – 2 % auf 3 – 4 % oder höher. Die Vorentwässerung des Schlammes erfolgt normalerweise mittels Seihtischen, Schwerkraft-Scheibeneindickern, hydrostatischen Scheibeneindickern und für Bioschlamm auch mittels Eindickerzentrifugen.

Vor der Entwässerung muss der Schlamm normalerweise mit Flockungsmitteln konditioniert werden. Gewöhnlich wird ein Polyelektrolyt zugegeben. Dies betrifft besonders Schlammmischungen aus biologischem und/oder chemischem Schlamm, aber faserhaltige Schlämme werden auch oft durch die Zugabe von Flockungsmitteln konditioniert.

Es gibt folgende Arten von Entwässerungseinrichtungen:

- Bandpressen (Doppelsiebpressen),
- Schraubenpressen,
- Dekanterzentrifugen.
- Kammerfilterpressen.

In den 1980er und 1990er Jahren erbaute Anlagen wurden mit Bandpressen ausgestattet. Sie weisen eine zuverlässige Funktion auf und erzeugen relativ hohe Trockensubstanzgehalte: 40 – 50 % bei Faserschlamm und 25 – 40 % bei gemischtem Faserschlamm/biologischem(chemischem) Schlamm. Allerdings gibt es in jüngerer Zeit den Trend, Schraubenpressen einzusetzen.

Schraubenpressen können auf zwei Arten eingesetzt werden:

- Zur Erhöhung des Trockensubstanzgehalts nach der Bandpressenentwässerung; es kann eine ungefähre Erhöhung des Trockensubstanzgehalts von 10 % erreicht werden;
- Direkte Entwässerung; im Vergleich zur Bandpressenentwässerung kann ein höherer Trockensubstanzgehalt erreicht werden.

Seit einigen Jahren wird wegen des gestiegenen Interesses an der Schlammverbrennung, die höhere Trockensubstanzgehalte benötigt, die zunehmende Anwendung von Schraubenpressen beobachtet. Bei der Schlammverbrennung sollte außerdem das Trocknen des Schlammes in Betracht gezogen werden, um dessen Heizwert zu verbessern (siehe Abschnitt 2.9.6.1.4).

Dekanterzentrifugen werden meist für Schlamm mit sehr schlechten Entwässerungseigenschaften eingesetzt, wie reinen Chemikalienschlamm oder biologischer Schlamm (soweit sie separat entwässert werden). Sie führen zu niedrigeren Trockensubstanzgehalten als dies bei Band- und Schraubenpressen der Fall ist.

Erreichter Umweltnutzen

Die Schlammentwässerung kann das Schlammvolumen und -gewicht verringern, so dass geringere Transportkosten anfallen und geringere Mengen entsorgt werden müssen.

Umwelleistung und Betriebsdaten

Zur Vorentwässerung von Faserschlamm werden in der Papierindustrie auch kontinuierlich rotierende Trommelfilter oder Schwerkraft-Scheibeneindicker betrieben, wodurch ungefähr ein Trockensubstanzgehalt von 8 % mit einem Klarfiltrat, das über einen niedrigen Gehalt an abfiltrierbaren Stoffen verfügt, erzielt wird.

Viele Arten von Entwässerungseinrichtungen, von wenig leistungsstarken Trommelfiltern (in Bezug auf den Trockensubstanzgehalt) bis zu sehr leistungsstarken Schraubenpressen, sind in allen Arten von Papier- und Kartonfabriken im Einsatz. Bandpressen (Doppelsiebpressen) und Schraubenpressen, die für das Erreichen hoher Trockensubstanzgehalte im Einsatz sind, haben sich in den meisten Fällen als effizient erwiesen.

Medienübergreifende Auswirkungen

Es wurden keine signifikanten Auswirkungen berichtet.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Diese Maßnahme kann in neuen und in bestehenden Fabriken eingesetzt werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die angegebenen Kosten beziehen sich auf die Menge und die Art des einzudickenden und zu entwässernden Schlammes. Laut den Angaben eines Herstellers [108, Krieger, Bellmer 2010] ergeben sich folgende Gesamtinvestitionskosten für ein Schlammeindick-/Entwässerungssystem für Schlamm aus der Papierindustrie, einschließlich eines Voreindickers und Schraubenpressen (nur Maschinen ohne Messgeräte, Elektrik, Steuertechnik, Rohrleitungen, Ventile oder Bauarbeiten):

- für 5 – 10 Tonnen atro/Tag, d. h. Tonnen absolut trockener Schlamm pro Tag: ungefähr 16 000 – 31 000 Euro pro Tonne Schlamm (absolut trocken) pro Tag
- für 50 – 100 Tonnen atro/Tag: ungefähr 8 000 – 16 000 Euro pro Tonne atro/Tag.

Die niedrigeren Werte beziehen sich auf Schlamm mit besseren Entwässerungseigenschaften wie Faserschlamm oder Deinking-Schlamm; die höheren Werte beziehen sich auf Schlamm mit höheren Anteilen an biologischem und chemischem Schlamm, deren Entwässerung schwieriger ist. Der Trockensubstanzgehalt des Schlammes wird von 1,5 – 3 % auf bis zu 40 – 60 % erhöht.

Die Betriebskosten für Schraubenpressen sind:

- Energiekosten: 1,5 – 3 Euro/Tonne Schlamm (absolut trocken) pro Tag;
- Kosten für Flockungsmittel: 4 – 16 Euro/Tonne Schlamm (absolut trocken) pro Tag;
- Die Wartungskosten pro Jahr belaufen sich auf circa 5 – 10 % der Maschineninvestitionskosten (hauptsächlich für die Bearbeitung der Schraubenwelle und neue Siebkörbe).

Die Kosten hängen zu einem gewissen Grad von der Schlammszusammensetzung und dem Bedarf an Flockungschemikalien ab.

Wichtiger Grund für die Einführung

Der Hauptgrund für die Einführung dieser Technik ist ein hoher Trockensubstanzgehalt für den Transport und die endgültige Entsorgung. Mit dieser Technik wird der höchstmögliche Trockensubstanzgehalt und somit ein höherer oberer Heizwert erzielt, falls die Verbrennung die endgültige Behandlungsart darstellt.

Anlagenbeispiele

Weltweit zahlreiche Anlagen für alle Arten von Abwässern.

Referenzliteratur

[1, Finnish BAT Report 1997], [75, Pöyry 1997], [108, Krieger, Bellmer 2010].

7.3.14 Vermeidung, Wiederverwendung, Recycling und Behandlung von Prozessrückständen

Siehe Abschnitt 2.9.8.

7.3.15 Energiesparen bei der Papierherstellung

Beschreibung

Das Benchmarking ist oft der Ausgangspunkt für Verbesserungen der Energieeffizienz. „Best Practice Benchmarking“ bezeichnet ein Verfahren, bei dem der Dampf- und Stromverbrauch der Prozesse der Fabrik mit den Leistungsdaten von Fabriken, die optimale Verfahren für ähnliche Prozesse anwenden und ähnliche Produkte herstellen, verglichen werden. Der Vergleich erlaubt die Bewertung des Potentials für Verbesserungen der Energieeffizienz und die Entwicklung von Plänen, um eine verbesserte Energieeffizienz zu erreichen. Der Dampf- und Stromverbrauch von Prozessen wird vorzugsweise unter Zugrundelegung des gesamten Standorts bestimmt, wobei alle erforderlichen Prozessabteilungen, wie die Wasseraufbereitung, Kraftwerke, Abwasserbehandlung, Entrindung (falls zutreffend), Aufschluss und Papierherstellung, berücksichtigt werden.

Die Verwendung von Simulationsmodellen ist die am besten geeignete Methode, um die Masse- und Energiebilanz der Prozesse sowie der gesamten Fabrik zu ermitteln. Es gibt Grobmodelle für verschiedene Papiersorten. Die Modelle können recht einfach durch eine vertretbare Anzahl an Messungen und durch die Verfeinerung der zugrunde liegenden Prozessmodelle validiert werden. Um das Modell mit Daten zu füllen, müssen die Menge an zugekauftem Strom und an Brennstoffen sowie der genaue Stromverbrauch bekannt sein. Außerdem müssen Daten zum mittleren Verbrauch und zu Schwankungen des Energieverbrauchs im Zeitverlauf vorliegen.

Die Energieverbrauchszahlen zusammen mit den im Prozess verwendeten Technologien bilden das Referenzniveau, das dann mit den Fabriken, die optimale Verfahren anwenden, verglichen werden kann. Dieses Referenzniveau wird jedoch durch die Tatsache verkompliziert, dass es keine zwei vollkommen gleichen Papierfabriken gibt und dass die Fabriken unterschiedlich betrieben werden. Es gibt bei der Herstellung bestimmter Papiersorten viele Schwankungen der spezifischen Energieverbrauchszahlen.

Nach Bestimmung des Referenzniveaus können die Betreiber der Papierfabrik einschätzen, wie die Energieeffizienz durch Prozessänderungen und Änderungen der Betriebsweise des Prozesses verbessert werden können. Einige dieser Maßnahmen sind mit Investitionen für den Ersatz, den Umbau oder die Modernisierung von Anlagenteilen verbunden und werden meist nicht nur angewendet, um Energie zu sparen. Sie erhöhen gleichzeitig die Produktionseffizienz, verbessern die Produktqualität und verringern die Gesamtkosten. Die bereichsübergreifenden Maßnahmen zur Verringerung des Energieverbrauchs in Zellstoff- und Papierfabriken, die für die meisten Papiersorten anwendbar sind, werden in Abschnitt 2.9.5 und 2.9.6 erörtert.

Die in Tabelle 7.29 aufgeführten Techniken können zur Analyse des Verbesserungspotentials einer Fabrik genutzt werden. Die mit einer bestimmten Technik erreichbaren Einsparungen sind nur ein Richtwert, da für genauere und zuverlässigere Zahlen die aktuellen Energieverbrauchswerte einer bestimmten Fabrik (bevor diese Maßnahmen umgesetzt werden) ebenso bekannt sein sollten wie die Auswirkungen der Einführung von energiesparenden Techniken. Außerdem hat die Stoffzusammensetzung eine starke Wirkung auf die Verbrauchszahlen. In einigen Fällen können die Prozessanforderungen in Bezug auf die Papierqualität die Verwendung bestimmter Techniken begrenzen und manchmal ist es nicht möglich oder wirtschaftlich nicht sinnvoll in alten Papierfabriken neue Techniken einzuführen. Die meisten der in Tabelle 7.15 aufgeführten Maßnahmen werden in diesem Dokument erörtert (für Querverweise siehe die erste Spalte links), andere Maßnahmen sind [249, Blum et al. 2007] entnommen.

Tabelle 7.29: Verfügbare Energiesparmaßnahmen und Richtwerte für Verbesserungspotential

Nummer, BREF Abschnitt (1)	Technik/Maßnahme	Relevanter Prozess	Erreichbare Einsparungen (kWh/t)		Papiersorte, falls zutreffend
			Strom	Wärme	
Nr. 1, 6.3.10.1	Hochkonsistenzzerfaserung (bis zu 20 %)	Aufschluss	3 – 8	-	Recyclingpapier
Nr. 2, 6.3.10.2	Hocheffizientes Sortieren	Sortieren	2 – 10	-	Recyclingpapier
Nr. 3, 6.3.10.3	Abschaltung des Dispergers (Versuche erforderlich)	Dispergieren	15 – 30	10 – 20	Recyclingpapier
Nr. 4, 2.9.6.2.3	Genauere Dimensionierung der Pumpvorgänge, Antriebssteuerung mit Drehzahlregelung für Pumpen, getriebelose Antriebe	Aufschluss, Sortieren, Reinigen, Konstantteil	20 – 30	-	Alle Sorten
Nr. 5, 7.3.15.2	Optimierung bestehender Mahlanlagen	Halbstoffmahlung	5 – 15	-	Holzfremde Feinpapiere, Hygienepapier, Spezialpapier
Nr. 6, keine	Hochmoderne Mahltechnologien	Halbstoffmahlung	Bis zu 100	-	Holzfremde Feinpapiere, Hygienepapier, Spezialpapier
Nr. 7, keine	Dampfblaskasten	Pressen	-	Circa 50	Holzstoff, Altpapier verarbeitende Fabriken
Nr. 8, 2.9.6.2.1	Optimierung des Vakuumsystems (z. B. Turbogebläse anstelle von Wasserringpumpen)	Blattbildung, Entwässerung, Pressen	10 – 60	-	Alle Sorten
Nr. 9, 7.3.15.1	Schuhpresse oder Langspaltpresse (Erhöhen der Trockensubstanz vor dem Trocknen)	Pressen	-	Bis zu 200	Druck- und Schreibpapier, Recyclingpapier
Nr. 10, 2.9.6.1.2	Verwendung von Thermokompressoren (Verringerung der Kondensatorverluste)	Trocknen	-	5 – 120	Alle Sorten
Nr. 11, keine	Produktionsoptimierung & Wartung Verteilungsnetz	Druckluft	5 – 10	-	Alle Sorten
Nr. 12, 7.3.15.3/ 2.9.6.1.3	Optimierung von Wärmerückgewinnung, Luftsysteme, Dämmung	Trocknen	-	40 - 100	Alle Sorten
Nr. 13, 2.9.6.2.2	Verwendung hocheffizienter Elektromotoren (EFF1)	Alle Untersysteme	0 – 15	-	Alle Sorten
Nr. 14, 5.3.9	Wärmerückgewinnung von TMP-Refinern	TMP-Refiner	-	1 000 (1 500 kWh/t Holzstoff)	TMP-Fabriken
Nr. 15, 7.3.15.3	Wärmerückgewinnung aus heißem Bleichabwasser	Bleiche	-	5 – 10	Holzstoff, TMP, Recyclingpapier
Nr. 16, 2.9.6.1.1	Wärmerückgewinnung von Axialgebläse (ggf.) zur Luftzufuhr der Trockenhaube	Trocknen	-	20 – 30	Alle außer Hygienepapier
Nr. 17, 7.3.15.3	Wärmerückgewinnung aus Abluft von Yankee-Haube mit Tropfkörperturm	Trocknen	-	Bis zu 50	Hygienepapier
Nr. 18, 7.3.15.3	Vorheizen des Spritzwassers mit Wärmetauscher	Blattbildung und Entwässern, Pressen	-	Bis zu 30	Alle Sorten
Nr. 19, 2.9.6.1.4	Verwendung von Abhitze zur Schlamm-trocknung oder Aufwertung entwässerter	Abwasserbehandlung	-	30 bis 50	Alle Sorten
Nr. 20, keine	Wärmerückgewinnung aus warmer Infrarotabluf	Trocknen von Streichfarben	-	KD	Gestrichene Sorten

(1) Auf die den Techniken zugeordneten Nummern wird in Tabelle 7.31 verwiesen: Mit der Verwendung der BVT assoziierter Energieverbrauch. Wenn kein Querverweis angegeben ist, wurde die Maßnahme aus [249, Blum et al. 2007] entnommen und wird dort näher beschrieben.

Weitere ebenfalls mit der Energieeffizienz in Verbindung stehende Maßnahmen sind unter anderem der gestützte Bahnentransport zur Verringerung der Bahnabrisse oder eine gute Betriebspraxis in Bezug auf die Wasserverwendung (Wiederverwendung und Recycling von Wasser). Wassereinsparungen gehen in den meisten Fällen mit Energieeinsparungen einher, da sie mit einer höheren Prozesstemperatur und geringeren zu erwärmenden Wassermengen verbunden sind. Geschlossene Wassersysteme können den Gesamtwasserverbrauch in vielen Fällen um fast 20 m³/t Papier verringern.

Die Richtwerte für den Energieverbrauch bei der Anwendung der vorstehend angeführten Energiesparmaßnahmen sind in Tabelle 7.30 aufgeführt.

Tabelle 7.30: Richtwerte für den Energieverbrauch für Wärme und Strom in unterschiedlichen Arten von nicht integrierten Fabriken für grafisches Papier und Hygienepapierfabriken mit herkömmlichem Trocknungssystem

Art der Papierfabrik	Richtwert für den Energieverbrauch für Prozesswärme (kWh/t)	Richtwert für den Energieverbrauch für Strom (kWh/t)
Nicht integrierte Fabrik für grafisches Papier (gestrichen oder ungestrichen)	1 300 – 1 700 (oberer Bereich bezieht sich hauptsächlich auf gestrichene Sorten)	550 – 800 (oberer Bereich umfasst Streichen und Mahlen)
Nicht integrierte Fabrik zur Herstellung von Hygienepapier	1 800 – 2 100	900 – 1 100
Spezialpapier	Nicht anwendbar(**)	
(**) Aufgrund der hohen Produktvielfalt, unterschiedlichen Rohstoffzusammensetzungen und Herstellungsverfahren unterscheiden sich die Energieverbrauchswerte der einzelnen Fabriken beträchtlich.		

Die folgenden Systemgrenzen wurden in Bezug auf die in der vorstehenden Tabelle 7.30 angegebenen Richtwerte für den Energieverbrauch berücksichtigt.

- (1) Die Energieverbrauchswerte beziehen sie auf die Nettoproduktion der gesamten Fabrik und umfassen Pumpen, Rührwerke und Druckluft. Periphere Untersysteme für Rohwasser und Abwasser, Schlamm und Spuckstoffe, wie die Druckentspannungsfotation, Schraubenpressen für Spuckstoffe oder Schlammpressen sowie die Abwasserbehandlung sind ebenfalls inbegriffen.
- (2) Die Werte umfassen alle Anlagenteile, die mit der Stoffaufbereitung und der Papierherstellung in Verbindung stehen, vom Zuführungsförderer oder der Stoffauflösung bis zur letzten Rollenschneidmaschine, d. h. vor der Verarbeitung.
- (3) Die angegebenen Zahlen für den Stromverbrauch berücksichtigen den Primärenergieeinsatz von Brennstoffen für die Stromerzeugung nicht, spiegeln aber die verwendete Prozesswärme und den genutzten Strom wider. Elektrische Infrarottrockner (IR-Trockner) sind im Stromverbrauch enthalten.
- (4) Hinsichtlich der Wärme beziehen sich die Verbrauchswerte auf die Wärmekapazität des verwendeten Dampfs und bei IR- oder Lufttrocknern auf den unteren Heizwert für Gas. Gas-Infrarottrockner sind im Stromverbrauch enthalten.

Neben der Auswahl der Techniken stellen die Art und Weise des Betriebes (energieeffiziente Betriebspraxis) und das betriebsinterne Energiemanagement einen wichtigen Punkt dar (siehe Abschnitt 2.9.5). Technische Einrichtungen werden oft nicht mit optimaler Energieeffizienz eingesetzt und mit einem besseren Management können weitere Einsparungen erreicht werden.

Die Pinch-Methode kann für die Optimierung der thermischen Integration von Papierfabriken ein nützliches Werkzeug in Richtung energetisch optimierter Prozesse sein.

In Tabelle 7.31 sind Beispiele für den spezifischen Energieverbrauch (SEC) in verschiedenen Arten von Papierfabriken zusammengestellt, die eine Kombination aus energieeffizienten Techniken anwenden. Einige Eigenschaften der Fabriken, z. B. die verwendeten Rohstoffe, die angewendeten Techniken und die Größe der Fabrik sind ebenfalls aufgeführt. Die angewendeten Energiespartechniken sind entsprechend der vorstehenden Tabelle 7.29 nummeriert.

Der Energiebedarf hängt auch von der Produktqualität ab (insbesondere in Hygienepapierfabriken). Die in Tabelle 7.31 aufgeführten Bereiche für den Energieverbrauch von Papierfabriken sollten daher nur als Richtwert für den Verbrauch von Prozesswärme und Strom in energieeffizienten Papierfabriken betrachtet werden. Das Verbesserungspotential durch die Verwendung aller verfügbaren Techniken zusammen mit der optimierten Prozessintegration kann im Vergleich zu diesen Papierherstellungslinien noch immer beträchtlich sein.

Tabelle 7.31: Beispiele für den mit der Anwendung einiger zu berücksichtigender Techniken erreichbaren Energieverbrauch für unterschiedliche Arten der Papierherstellung

Papiersorte	Wärme- und Stromverbrauch (kWh/t)		Verwendete Rohstoffmischung	Bemerkungen	Referenz	Art der Papierfabrik	Angewendete Techniken (siehe Tabelle 7.28)
	Strom	Wärme					
Integrierte Fabrik gestrichenes Papier Holzstoff	Strom	1 200	40 % Holzstoff, 30 % Frischfasern, 30 % Streichpigmente	Holzschlifflinie	[249, Blum et al. 2007]	600 000 t/Jahr Magazinpapier auf drei Papiermaschinen	Nr. 7; Nr. 9; Nr. 10; Nr. 13; Nr. 15; Nr. 16; Nr. 18
	Wärme	1 700					
Nicht integrierte Fabrik ungestrichenes Papier holzfreies Papier	Strom	600	100 % Frischfasern (+ Füllstoffe)		[249, Blum et al. 2007]	400 000 t/Jahr Druckpapier auf zwei Papiermaschinen	Nr. 4; Nr. 6; Nr. 10; Nr. 13; Nr. 18;
	Wärme	1 300					
Nicht integrierte Fabrik gestrichenes Papier holzfreies Papier	Strom	600	60 % Frischfasern, 40 % Füllstoffe & Streichpigmente		[249, Blum et al. 2007]	300 000 t/Jahr gestrichene Feinpapiere auf zwei Papiermaschinen	Nr. 4; Nr. 13; Nr. 10
	Wärme	1 200					
RCF ohne Deinking (Verpackung)	Strom	300	100% Papierrecycling (untere Sorten)	Sorten: Wellenpapier und Wellenstoff	[249, Blum et al. 2007]	300 000 t/Jahr Wellpapperohpapier auf einer Papiermaschine	Nr. 1; Nr. 9; Nr. 10, Nr. 13
	Wärme	1 100					
RCF mit Deinking (grafisches Papier)	Strom	900	100% Altpapier (untere und mittlere Sorten)		[249, Blum et al. 2007]	70 000t/Jahr Recyclingpapiere auf einer Papiermaschine	Nr. 2; Nr. 9; Nr. 13; Nr. 18; Nr. 19
	Wärme	1 200					
Pappe auf RCF-Basis (mit Deinking)	Strom	450	100% Altpapier (untere und mittlere Sorten)	Ungestrichen	[249, Blum et al. 2007]	100 000 t/Jahr Faltschachtelkarton auf einer Kartonmaschine	Nr. 4; Nr. 7; Nr. 9, Nr. 10
	Wärme	1 000					
Nicht integrierte Hygienepapierfabrik	Strom	900	100 % Frischfasern	Ohne TAD-Verwendung	[249, Blum et al. 2007]	50 000 t/Jahr Taschentuch auf einer Hygienepapiermaschine	Nr. 4; Nr. 10; Nr. 13; Nr. 17
	Wärme	2 000					

Anmerkung: Umrechnung des Wärmeverbrauchs: 1 kWh = 3,6 MJ; Beispiel: 1 700 kWh/t Wärme × 3,6 = 6 120 MJ/t Wärme.
Quelle: [249, Blum et al. 2009]

Die nachfolgend in den Abschnitten 7.3.15.1 bis 7.3.15.3 beschriebenen Techniken sollten lediglich als Beispiele für mögliche Energieeinsparungen durch energieeffiziente Techniken aufgefasst werden. Die wichtigsten Aspekte zur Verringerung des Energieverbrauchs bei der Papierherstellung sind die Integration von Prozessen, eine wirksame Wärmerückgewinnung aus der Abluft der Trockenpartie der Papiermaschine und von anderen Verlusten - zusammen mit energieeffizientem Mahlen und dem Erreichen des höchsten Trockensubstanzgehalts in der Pressenpartie. Der Zusammenhang zwischen Energieverbrauch und Energiezufuhr hat auch eine starke Auswirkung auf energieeffiziente Lösungen.

7.3.15.1 Optimierung der Entwässerung in der Pressenpartie der Papiermaschine (Schuhpresse)

Beschreibung

Eine Papiermaschine stellt einen riesigen Entwässerungsprozess dar. Sie besteht im Prinzip aus drei Hauptteilen:

- Der Siebpartie für die Blattbildung und für die erste Entwässerung durch Schwerkraft und Vakuum/Unterdruck;
- der Pressenpartie zur weiteren Entwässerung der nassen Papierbahn durch mechanische Kräfte;
- der Trockenpartie zur Trocknung der Papierbahn auf den endgültigen Trockengehalt durch Verdampfung auf dampfbeheizten Zylindern.

Nach der Pressenpartie (siehe auch Abbildung 7.1) beträgt der Trockengehalt der Papierbahn normalerweise 45 – 50 %, d. h. es verbleiben ungefähr 1 kg Wasser/1 kg Stoffzusammensetzung. Zur Verdampfung dieser letzten „Wassertropfen“ ist viel Verdampfungsenergie und eine lange Trockenpartie erforderlich.

In einer Papiermaschine wird die meiste Energie für die Papiertrocknung benötigt (572 kWh/t in Form von Dampf). Für die Rollen- und Zylinderantriebe (100 kWh/t) und zur Vakuumerzeugung (67 kWh/t) wird Strom benötigt. Je höher der Trockengehalt der Papierbahn nach der Pressenpartie ist, umso niedriger ist die erforderliche thermische Energiemenge für die abschließende Papiertrocknung. Bei einer Erhöhung des Trockengehalts der der Trockenpartie zugeführten Papierbahn um 1 % können circa 4 % Wärme (in Form von Niederdruckdampf mit circa 2 bar) eingespart werden. Deshalb müssen in der Papiermaschine Maßnahmen ergriffen werden, um den Trockengehalt in der Nasspressenpartie zu maximieren.

In einem herkömmlichen Walzenpressen-Nip hat der Liniendruck seine höchste Grenze erreicht und kann nicht weiter erhöht werden, um die Entwässerung in der Pressenpartie zu verbessern. Durch den Ersatz von herkömmlichen Engnippresen durch Breitnippresen, so genannten Schuhpressen, kann im Vergleich zu herkömmlichen Walzenpressen ein höherer Druckimpuls erreicht werden, was zu einer intensiveren Entwässerung der nassen Papierbahn und zu einem höheren Trockengehalt der Papierbahn nach der Pressenpartie führt. Der Schuh wird hydraulisch gegen eine Gegenwalze gepresst. Das Pressenkonzept führt im Vergleich zu herkömmlichen Rollenpressen zu einer beträchtlichen Ausdehnung der Pressenzone und der Kontaktzeit im Spalt. Ein hoher Trockengehalt nach der Presse führt zu Einsparungen bei der Trocknungsenergie und wegen der guten Nassfestigkeit der Papierbahn zu guten Laufeigenschaften der Trockenpartie.

Erreichter Umweltnutzen

Die Umweltauswirkungen stehen in Zusammenhang mit den Einsparungen an thermischer Energie für die Papiertrocknung. Nach der Installation einer Schuhpresse in bestehenden Papiermaschinen für Packpapier und Pappe wird angegeben, dass sich der Trockengehalt um 5 %

bis 15 % erhöht [69, IFP 1998]. Diese Erhöhung hängt beträchtlich von der früheren Leistungsfähigkeit der umgebauten Pressenpartie und dem gewählten neuen Schuhpressenkonzept ab.

In einem Fall führte der Einbau einer Schuhpresse beim Umbau einer Pressenpartie zu einem Anstieg des Trockengehalts um 6 %. Der spezifische Dampfverbrauch zur Papiertrocknung wurde von 2,13 auf 1,76 Tonnen Dampf/t Papier vermindert, was einer Einsparung an thermischer Energie von 18 % entspricht. Die Reduktion der Emissionen in die Luft durch die Energieerzeugung hängt stark von der Art des eingesetzten fossilen Brennstoffes ab. In der betreffenden Papierfabrik wurden 46 000 Tonnen Dampf (entspricht 5,1 Millionen m³ Erdgas und vermiedenen CO₂-Emissionen von 8 900 Tonnen) jährlich eingespart.

Bei Papiermaschinen mit begrenzter Trocknungskapazität kann die Reduktion der Blattfeuchtigkeit um jeden Prozentpunkt in eine vier- bis fünfprozentige Produktionserhöhung umgesetzt werden. Wenn die Trocknungskapazität der Papiermaschine nicht begrenzt ist, kann eine entsprechende Reduzierung des Dampfverbrauchs in der Trockenpartie erreicht werden. Es können Dampfeinsparungen in der Trockenpartie von bis zu 170 kWh/t erreicht werden.

Allerdings ist bei einer bestimmten Papierdichte die Verbesserung der Trockenheit von der Stoffzusammensetzung abhängig. Bei holzfreien Papiersorten ist die Trockenheit nach der Presse bei Einsatz der Schuhpresse um ungefähr 3 bis 5 Prozentpunkte höher. Bei holzhaltigen Papiersorten liegt der entsprechende Wert bei ungefähr 4 bis 7 Prozentpunkten. Bei hohen Maschinengeschwindigkeiten ist die Differenz mit bis zu 12 Prozentpunkten sogar noch höher, da mit einer langen Verweilzeit im Schuhnip die Trockenheit bei Erhöhung der Maschinengeschwindigkeit auf einem höheren Niveau bleibt. Bei holzhaltigen Sorten kann die gesamte Schuhpressenbeladungskapazität genutzt werden, da die besten Papiereigenschaften mit einem hohen Druckniveau im Nip erreicht werden können.

Beim Ersatz einer Walzenpresse durch eine Schuhpresse in einer Papiermaschine beträgt die gesamte Kostenersparnis für die Trocknerenergie gewöhnlich 20 – 30 %.

Umwelleistung und Betriebsdaten

Ein Beispiel für eine umgebaute Presse gibt es bei Nordland Papier in Deutschland. In der kompakten 3-Nip-Pressenpartie der Maschine für Kopierpapier wurde der letzte Walzenpressennip durch einen Schuhpressennip ersetzt. Nach dem Umbau war der Trockengehalt nach der Pressenpartie um circa 3 – 4 Prozentpunkte höher. Gleichzeitig wurde die Produktionsgeschwindigkeit von 850 m/Min. auf 1 200 m/Min. erhöht, was einer Produktionssteigerung von 30 % entspricht. Zum Erreichen dieser Verbesserung des Trockengehalts herrschte eine Streckenlast von 500 - 600 kN/m in der Schuhpresse. Die spätere Produktion brach alle Rekorde und diese umgebaute Maschine wurde die weltweit effizienteste Feinpapierlinie. Beim spezifischen Dampfverbrauch zur Papiertrocknung wurden Einsparungen von 30 % erzielt.

In den letzten Jahren sind weltweit bei mehreren vergleichbaren Umbauten ähnliche Ergebnisse erzielt worden.

Medienübergreifende Auswirkungen

Der Ersatz von herkömmlichen Pressennips durch Schuhnips führt zu keiner beträchtlichen Erhöhung des Strombedarfs. Die Schuhpresse hat einen höheren spezifischen Stromverbrauch, aber das wird dadurch ausgeglichen, dass weniger Nips ein trockeneres Blatt herstellen. Der verminderte Bedarf an thermischer Energie bedeutet, dass Emissionen in die Luft vermieden werden.

Die Schuhpresse ist ein Instrument zur Erhöhung der Maschinengeschwindigkeit bei gleichzeitiger Aufrechterhaltung guter Laufeigenschaften. Die hohe Effizienz spart Rohstoffe und Energie ein und stellt eine höhere Maschinenverfügbarkeit bei geringerem Abfallanfall sicher. Ein hoher Trockengehalt nach der Presse bedeutet einen geringeren Energiebedarf und somit geringere Emissionen bei der Energieerzeugung.

Der erhöhte Trockengehalt nach der Schuhpresse führt zu einem Anstieg der Rohdichte und der inneren Bindekraft des abschließend getrockneten Blattes. Die Beziehung ist nahezu linear. Eine höhere Festigkeit der Papierbahn verbessert im Allgemeinen die Laufeigenschaften der Papiermaschine, da weniger Bahnabrisse zu verzeichnen sind. Das Resultat ist eine höhere Papiermaschineneffizienz. Wenn zum Beispiel nach dem Umbau zu einer Schuhpresse die Anzahl an unvorhergesehenen Bahnabrisse um zwei pro Tag reduziert wird (bei einer Dauer von jeweils 20 Minuten), erhöht sich die tägliche Papiermaschinenproduktion um nahezu 3 %.

Wenn die Produktionskapazität einer Papiermaschine durch die Trocknungskapazität begrenzt ist, ermöglicht der reduzierte Dampfbedarf für die Trocknung nach Einbau einer Schuhpresse die Erhöhung der Papiermaschinengeschwindigkeit. In diesen Fällen kann die Produktion bei gleichem Dampfverbrauch wie vor der Anwendung der Schuhpresse um bis zu 20 % erhöht werden.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Schuhpresse kann sowohl für neue als auch für bestehende Papiermaschinen für die meisten Papiersorten (außer für Hygienepapier) eingesetzt werden, vorausgesetzt dass genügend Platz in der Pressenpartie verfügbar ist und die Gebäudekonstruktion das höhere Gewicht einer Schuhpresse zulässt. Die maximale Beladung des Hallenkrans muss in einigen Fällen wegen der schwereren Schuhpressenwalzen erhöht werden. Wegen der hohen zusätzlichen Investitionskosten ist der ökonomische Vorteil im Falle von kleineren Papiermaschinen, wie beispielsweise bei einer beschnittenen Breite von weniger als 2,5 m, zweifelhaft.

Bei druckempfindlichen, grundsätzlich holzfreien Papiersorten ist ein langer Schuh (250 mm) mit niedriger Streckenlast (600 kN/m) von Vorteil. Bei holzhaltigen Papiersorten kann ein kürzerer Schuh (180 mm) mit höherer Streckenlast (800 kN/m) eingesetzt werden.

Die Schuhpresse ist sogar für Hochgeschwindigkeitsmaschinen (bis zu 2 000 m/Min.) entwickelt worden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Investitionskosten für eine Schuhpresse in einer Papiermaschine mit 5 m unbeschnittener Bahnenbreite betragen circa 10 Millionen Euro (einschließlich des gesamten Einbaus). Die Betriebskosten einschließlich der Filze, Walzenbeläge, Walzenschliff und Antriebsenergie für eine Schuhpresse entsprechen ungefähr den Kosten einer herkömmlichen Presse. Die Einsparungen an Dampf für die Papiertrocknung liegen im Bereich von 10 bis 15 Euro pro Tonne Dampf, was zu einem spezifischen Dampfverbrauch von 2 Tonnen Dampf pro Tonne Papier und zu Einsparungen zwischen 20 bis 30 Euro pro Tonne Papier führt.

Bei Pressenumbauten beträgt die übliche Amortisationszeit für die Investition circa 2,5 Jahre, sofern bei der Geschwindigkeitserhöhung keine anderen Grenzen bestehen.

Wichtiger Grund für die Einführung

Es gibt viele Gründe für die Einführung einer Schuhpresse. Neben verbesserten Festigkeitseigenschaften können wegen des reduzierten Dampfbedarfs für die Papiertrocknung bei konstanter Papierproduktion Kosteneinsparungen erzielt werden oder alternativ dazu kann die

Produktionskapazität bei identischen Betriebskosten erhöht werden. Der höhere Trockengehalt führt zu Energieeinsparungen. Das Konzept für die Pressenpartie kann vereinfacht werden. Die Schuhpresse stellt eine Schlüsselkomponente für die weitere Erhöhung der Maschinengeschwindigkeit dar. In einer modernen Hochgeschwindigkeitspapiermaschine ist die benötigte Trockenpartielänge aufgrund eines Schuhpressen-Nips in der Pressenpartie um 35 % kürzer. Durch bessere Entwässerungseffekte wird die Produktqualität erhöht (höhere Gleichmäßigkeit des Papiers).

Beispielfabriken

Aufgrund ihrer höheren Entwässerungskapazität wurde die Schuhpresse Anfang der 1980er Jahre erstmals für die Herstellung von Linerboard und circa zehn Jahre später für andere Papiermaschinen eingeführt.

Es gibt weltweit einige Umbauten und neue Hochgeschwindigkeitsmaschinen, bei denen die Schuhpresse als Komponente zum Einsatz kommt. Seit 1997 sind Schuhpressen Bestandteil aller neuen Hochgeschwindigkeitspapiermaschinen (LWC, SC etc.).

Im Bereich von Testliner und Wellenstoff sind in Deutschland folgende Anlagen bekannt (in alphabetischer Reihenfolge): Papierfabrik Adolf Jass/Fulda, Papierfabrik Klingele/Weener, Papierfabrik Schoellershammer/Düren, SCA Packaging Industrierpapier/Aschaffenburg, Stone Europa Carton Aktiengesellschaft, RCF DE 4, RCF DE 6.

Referenzliteratur

[69, IFP 1998].

7.3.15.2 Einsatz hocheffizienter Refiner oder Optimierung bestehender Refiner

Beschreibung

Bei vielen Papiersorten stellt die Halbstoffmahlung einen wesentlichen Prozessschritt dar, um die erforderlichen Papiereigenschaften zu erzielen. Das Mahlen ist ein energieintensiver Prozess. Hocheffiziente Refiner verfügen über eine geringere „Leerlaufleistung“, die durch Motorverluste, Pumpvorgänge und Reibung entsteht. Durch die Verringerung der Leerlaufleistung wird der elektrische Wirkungsgrad des Mahlverfahrens wesentlich erhöht: Abhängig von der Anwendung kann die Leerlaufleistung unter ungünstigen Bedingungen bis zu 30 – 50 % des Energieverbrauchs des Refiners ausmachen. Durch die Verwendung neuer hocheffizienter Refiner oder die Optimierung des Betriebs bestehender Refiner können beträchtliche Energieeinsparungen erzielt werden.

Erreichter Umweltnutzen

Stromeinsparungen in Bezug auf das Mahlen aufgrund einer niedrigeren Leerlaufleistung.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Die erzielten Energieeinsparungen bei Refinern hängen stark von den verwendeten Rohstoffen und den erforderlichen Mahlergebnissen ab sowie davon, ob die Refiner vollständig ersetzt werden. Unterschiedliche Anwendungen von effizienteren Refinerkonzepten sind in Papierfabriken zum Einsatz gekommen:

- In einer Fabrik für grafisches Papier wurden durch die Verwendung optimierter Refiner (z. B. Mehrscheibenrefiner oder Doppelzylinderrefiner) Stromeinsparungen von 110 kWh/t gemahlenem Halbstoff im Vergleich zu den bis dahin verwendeten Kegelrefinern erzielt.

- Bei der Herstellung von Spezialpapier (z. B. für Kondensator-, Dekor-, Sicherheitspapiere) wird ein großer Teil des Stromverbrauchs für das Mahlen des Halbstoffs aufgewendet, um die Produktqualitätsanforderungen zu erfüllen. Wesentliche Änderungen in der Mahlanlage sind oft nicht möglich oder erfordern hohe Investitionen. In vielen Fabriken besteht jedoch Einsparpotential durch die Verbesserung der bestehenden Mahlanlagen mittels Optimierung der Zufuhrpumpen, der Arbeitslast oder der Betriebsweise. In einer Beispielfabrik (Spezialrohpaper, 50 000 t/Jahr) wurden zwei Refiner nacheinander angeordnet betrieben. Die Arbeitslast der beiden Anlagen betrug ungefähr 50 % der installierten Leistung; die Leerlaufleistung betrug circa 40 % des Gesamtstromverbrauchs. Bei einer Erhöhung der Mahlleistung und der Arbeitslast verringert sich der Anteil der Leerlaufleistung. Die Betriebsweise wurde auf ein kontinuierliches Betriebssystem umgestellt. Das Einsparpotential belief sich auf 18 % des für die Refiner benötigten Strombedarfs. Der diskontinuierliche Betrieb der Refiner führte zu einer häufigeren Betriebsumstellung.

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine negativen medienübergreifenden Auswirkungen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Anwendbarkeit hocheffizienter Refiner hängt von den verwendeten Rohstoffen und den erforderlichen Papier- oder Zellstoffeigenschaften ab. Sie können sowohl in bestehenden als auch in neuen Anlagen, die Frischfasern verwenden, eingesetzt werden.

Die Anpassung des Mahlvorgangs kann bei Fabriken angewendet werden, in denen die Mahlanlage entweder überdimensioniert ist oder ineffizient betrieben wird. Die Kapazität der Zufuhrpumpe, der Mahl- und Lagerbütten muss unter Umständen angepasst werden, um einen zuverlässigen Betrieb zu gewährleisten.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Umstellung der Refiner-Anlagen bringt eine wesentliche Prozessumstellung mit sich, die mit hohen Investitionskosten verbunden ist. Im Beispiel in Tabelle 7.32 ist eine vereinfachte wirtschaftliche Bewertung der Verwendung hocheffizienter Refiner (300 Tonnen absolut trocken/Tag) für das Kurzfasermahlen (Hartholz) angegeben.

Tabelle 7.32: Kostenrechnung für einen Refiner (300 Tonnen absolut trocken/Tag) für das Mahlen von Hartholz

Kostenrelevante Aspekte	Energieverbrauch	Kosten/Einsparungen
Verbrauch der Fabrik ohne hocheffiziente Refiner	2 145 kWh/t	
Verbrauch der Fabrik mit hocheffizienten Refinern	2 100 kWh/t	
Stromeinsparungen (12 %)	45 kWh/t oder 9 770 MWh/Jahr	488 500 Euro/Jahr
Kohlendioxid	6 077 t/Jahr	91 155 Euro/Jahr
Gesamteinsparungen (Strom, vermiedene CO ₂ -Emissionen)		580 000/Jahr
Investitionen für den hocheffizienten Refiner		600 000 Euro
Amortisationszeit: 1 Jahr		
Anmerkung: Annahmen für die ökonomische Einschätzung: Stromkosten: 50 Euro/MWh (2007); CO ₂ -Emissionen (deutscher Energiemix): 622 g/kWh; Kohlendioxidkosten: 15 Euro/t.		
Quelle: [249, Blum et al. 2009]		

In vielen Fällen können Änderungen an der Betriebsweise der Refiner ohne Investitionen ausgeführt werden. Je nach Einzelfall kann es wirtschaftlich vorteilhaft sein, die Büttenkapazität zu erhöhen.

Wichtiger Grund für die Einführung

Kostenverringern durch Energieeinsparungen. Verbesserungen der Produktqualität sind möglich.

Anlagenbeispiele

Einige Anlagen in Europa haben neue Refiner oder Mahlgarnituren für die Refiner installiert. Zahlreiche Anlagen in Europa (mindestens vier in Deutschland) haben die Betriebsweise ihrer Refiner optimiert.

Referenzliteratur

[249, Blum et al. 2007]

7.3.15.3 Rückgewinnung von Dampfkondensaten und Einsatz wirksamer Systeme zur Rückgewinnung der Abwärme aus der Abluft

Beschreibung

Der Zweck des Wärmerückgewinnungssystems besteht darin, die Abwärme aus dem Prozess in wirtschaftlich profitabler Weise zu nutzen. Nahezu die gesamte in einer Papierfabrik verbrauchte Wärmeenergie wird für die Papiertrocknung eingesetzt, weshalb die Trockenpartie der größte Wärmeenergieverbraucher in einer Papiermaschine ist. Abbildung 7.32, die ursprünglich von Metso Paper Air Systems erstellt wurde, stellt die Wärmerückgewinnung unter skandinavischen Winterbedingungen dar. In Mitteleuropa wäre aufgrund höherer Luft- und Wassertemperaturen ein geringere Grad der Wärmerückgewinnung erforderlich (siehe Abbildung 7.33). In Abbildung 7.32 sind die wichtigsten Energieflüsse in der Trockenpartie einer Maschine zur Herstellung von Zeitungsdruckpapier, die mit Luft-Luft- und Luft-Wasser-Wärmerückgewinnungsanlagen ausgestattet ist, dargestellt. In Abbildung 7.33 ist ein Sankey-Diagramm dargestellt, wobei keine Wärme zur Heizung des Maschinenraums zurückgewonnen wird. Die Werte aus Abbildung 7.32 können von kW in kWh/t oder in MJ/t umgerechnet werden, indem zuerst der kW-Wert durch die in Tonnen/Stunde angegebene Produktionskapazität geteilt wird, z. B. für Abluft:

$$\frac{15530 \text{ kW} \times 24 \text{ t/h}}{980 \text{ t/Tag}} = 380 \text{ kWh/t.}$$

Der Wert in kWh/t kann in MJ/t umgerechnet werden: $380 \text{ kWh/t} \times 3,6 \text{ MJ/kWh} = 1\,368 \text{ MJ/t.}$

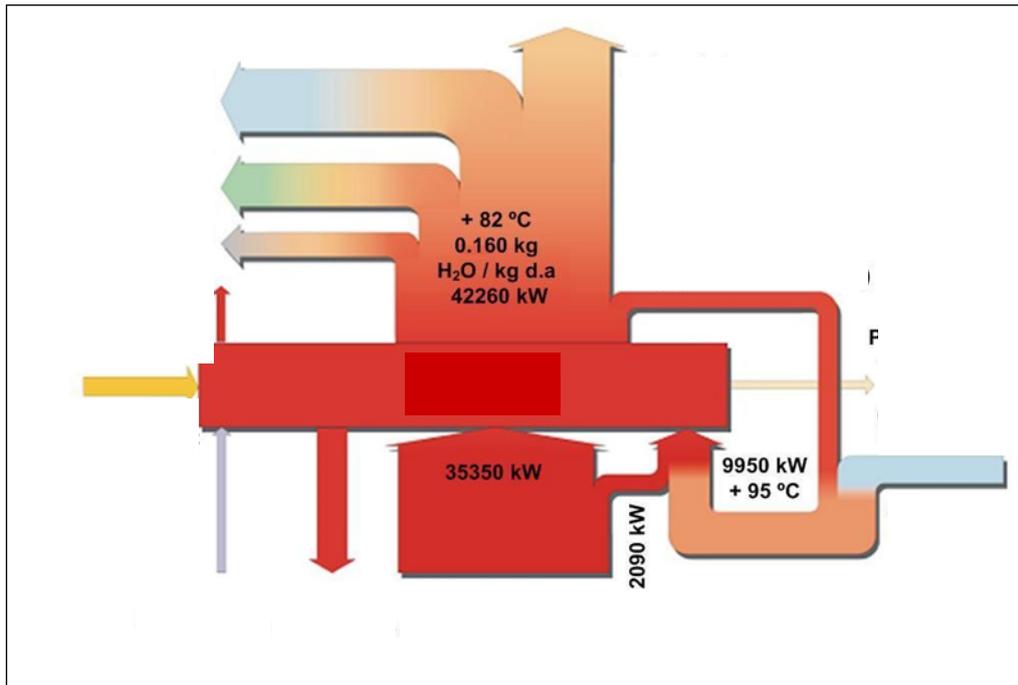
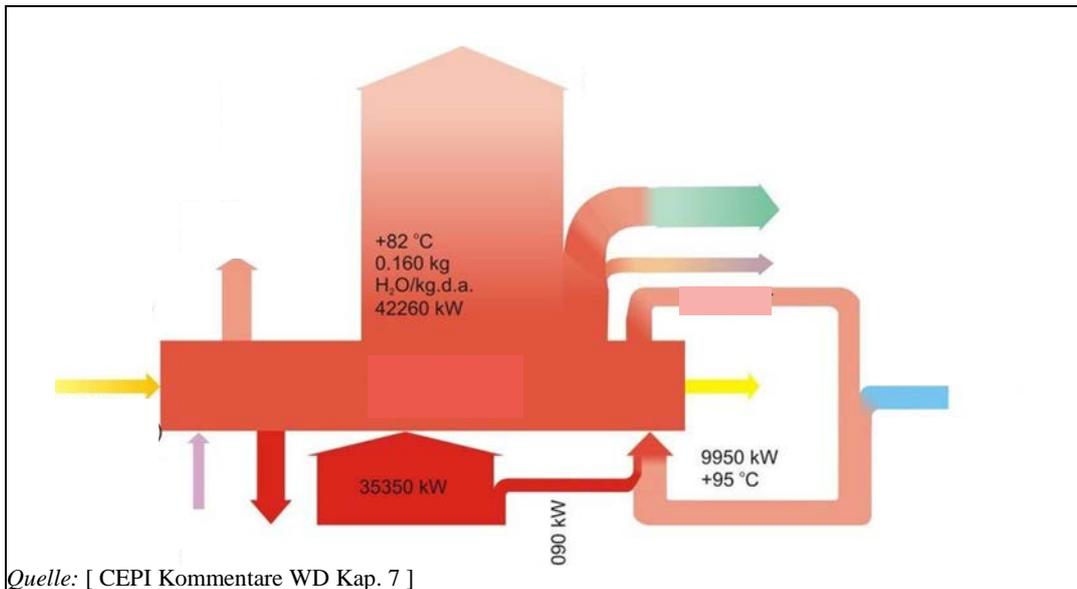


Abbildung 7.32: Sankey-Diagramm für eine Maschine zur Herstellung von Zeitungsdruckpapier (980 t/d)



Quelle: [CEPI Kommentare WD Kap. 7]

Abbildung 7.33: Typisches Sankey-Diagramm für eine Papiermaschine in wärmeren Regionen

Ungefähr 80 % der in der Trockenpartie benötigten Energie wird den Trocknungszylindern als Primärdampf zugeführt, der Rest mit der Trocknungs- und Leckageluft sowie mit der Papierbahn. Nahezu die gesamte aus der Trockenpartie abgeführte Energie wird anfangs mit der Abluft abgeführt. Der normale Aufbau einer Wärmerückgewinnungsanlage besteht darin, dass zuerst die Zuluft der Trockenpartie und dann das Kreislaufwasser oder Frischwasser (z. B. für Spritzrohre) mit der zurückgewonnenen Wärme erwärmt werden. Die mit dem Kreislaufwasser zurückgewonnene Wärme wird hauptsächlich zur Erwärmung der Luft für die Gebäudebelüftung eingesetzt. Eine andere wichtige Stelle für den Einsatz von rückgewonnener Wärme ist die Erwärmung von Prozesswasser (z.B. für die Spritzrohre) und für das Siebwasser. Die Erwärmung

der Papiermaschine). Das Filtrat aus der Bleichstufe verfügt über eine erhöhte Temperatur von ungefähr 55 – 60 °C. Die Wärme kann zurückgewonnen werden, um das geklärte Kreislaufwasser aus der Papiermaschine zu erwärmen. Dadurch kann Frischdampf zur Erwärmung von Kreislaufwasser ersetzt werden. Im Prinzip kann dies auch in Altpapier verarbeitenden Fabriken mit Deinking und Bleiche angewendet werden [249, Blum et al. 2007]

- Die meisten Sorten: Vorheizen des Spritzwassers mit einer geeigneten Abwärmequelle. Für diesen Zweck können beispielsweise Wärme vom Dampfkondensator, ungenutzte Abwärme vom Trockner der Papiermaschine oder (bei ungestrichenen Papiersorten) die Abluft aus der Streicherhaube nach der Rückgewinnung mit Wärmetauschern verwendet werden.
- Hygienepapierfabriken: die Abluft der Yankee-Haube kann heruntergekühlt werden, indem sie in direkten Kontakt mit dem Klarfiltrat für den Papierherstellungsprozess kommt, das erwärmt werden muss. In einem Tropfkörperturm kann zum Beispiel die heiße Abluft aus der Yankee-Haube in den Gegenstrom mit dem zu erwärmenden Klarfiltrat geleitet werden. So kann Dampf zur Erwärmung von Kreislaufwasser eingespart werden [249, Blum et al. 2007].

Im Rahmen von Energieintegrationsanalysen wird oft eine Reihe zusätzlicher Wärmequellen, die genutzt werden können, ermittelt, es wird jedoch keine Information zu geeigneten Wärmeverbrauchern geliefert. Im Prinzip kann eine Verbesserung des Wärmestromwerts (mit Wärmepumpen oder Thermokompressoren, siehe Abschnitt 2.9.6.1.2) die Wärmerückgewinnung verbessern, so dass die Wärme verwendet werden kann, um z. B. feuchte Brennstoffe oder feuchten Schlamm zu trocknen und die Energieausbeute der Verbrennung zu erhöhen (siehe Abschnitt 2.9.6.1.4).

Medienübergreifende Auswirkungen

Keine medienübergreifenden Auswirkungen. Die Energieeinsparmaßnahmen sollten vorzugsweise auf einer genauen Energiebilanz der gesamten Fabrik einschließlich von Energieflussdiagrammen und alternativen Prozessvarianten fußen. Es besteht ein sehr enger Zusammenhang zwischen den Wasser- und Energiesystemen.

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Die Wärmerückgewinnung kann sowohl in neuen als auch in bestehenden Anlagen eingesetzt werden. Wärmetauscher für die Erwärmung von Haubenzuluft sind immer anwendbar. Ob die Wärmerückgewinnung zur Erwärmung von Kreislaufwasser (zur Erwärmung der Maschinenhalle) oder von Prozessabwasser eingesetzt werden kann, hängt von den spezifischen Produktionsverhältnissen und den klimatischen Bedingungen ab. Wegen der Wechselwirkung zwischen den einzelnen Systemteilen kann ein optimiertes Wärmerückgewinnungssystem nur durch Analyse des gesamten Wärmesystems der Fabrik erreicht werden.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Wärmerückgewinnungssysteme haben normalerweise kurze Amortisationszeiten. Es ist nicht immer wirtschaftlich, so viel Wärme wie möglich zurückzugewinnen. Dies hängt auch vom Energiepreis ab. Es ist immer eine Analyse der spezifischen Situation der Papierfabrik erforderlich.

Wichtiger Grund für die Einführung

Energieeinsparungen, verringerte Tröpfchen- und Nebelbildung.

Anlagenbeispiele

Zahlreiche Anlagen in Europa.

Referenzliteratur

[249, Blum et al. 2007].

7.3.16 Maßnahmen zur Lärmreduzierung

Siehe auch Abschnitt 2.9.13.

Beschreibung

In einer Papierherstellungsstraße gibt es viele Lärmquellen (siehe Abschnitt 7.2.2.8). Daher führen viele Fabriken eine Überwachung der Lärmemissionen durch und einige Fabriken wenden auch eine Lärmmodellierung an, um Lärmbelastigungen im Umfeld der Fabrik vorherzusagen. Die Hauptlärmquellen, wie Druckluftauslässe, Abluftventilatoren und Vakuumpumpenabluftauslässe, können mit absorptiven oder reaktiven Schalldämpfern ausgestattet werden. Schallisolierte Einhausungen (Hauben) für die Abluftventilatoren auf dem Gebäudedach stellen eine weitere effektive Lärminderungsmaßnahme dar.

Bei der Planung und beim Betrieb der Anlagen müssen notwendige Maßnahmen zur Lärmvermeidung bereits während der Planungsphase mit in Betracht gezogen werden. Bei der Einführung von Lärminderungsmaßnahmen sollten folgende technische Aspekte berücksichtigt werden:

- Einholen von Informationen über die Lärmemissionen von Maschinen, Anlagen und Anlagenteilen in einem frühen Planungsstadium;
- Einsatz von lärmarmen Maschinen und Prozessen (Lärminderung an der Quelle);
- Verminderung der Lärmerzeugung und Übertragung;
- Verminderung der Schallemissionen, z.B. durch Einsatz von Schallabsorbern, Rohrresonatoren oder einer Kombination davon;
- Schallisolierte Einhausungen für lärmintensive Anlagenteile;
- Wartung des Maschinenparks und der Schallschutzeinrichtungen.

Ausgangspunkt für Lärminderungsmaßnahmen sind behördliche Anforderungen, die von der Lage der Fabrik (Abstand zur Nachbarschaft, Freizeit- oder Industriegebiet etc.) abhängen. Die Immissionspunkte (Bezugspunkte) können an der Fabrikgrenze und/oder an verschiedenen Stellen des Wohngebietes eingerichtet werden.

Erreichter Umweltnutzen

Verringerung der Lärmemissionen und Lärmbelastigung.

Medienübergreifende Auswirkungen

Die Schalldämpfer können den Druckverlust der Abluft erhöhen, was zu einem leichten Anstieg des Energieverbrauch (kWh/t) der Gebläse führt. Der zusätzliche Stromverbrauch ist jedoch nicht wesentlich.

Umweltleistung und Betriebsdaten

Schalldämpfer zur externen Schallminderung sind in vielen europäischen Fabriken erfolgreich im Einsatz. Die Wartung besteht aus regelmäßiger Reinigung und ein Wechsel des Absorptionsmaterials ist gegebenenfalls erforderlich, wenn die Abluft Feuchtigkeit und Staub enthält.

In diesem Fall sind die Zielwerte für die äquivalenten, A-bewerteten Schalldruckpegel in den an die Papierfabrik angrenzenden Teilen des Dorfes tagsüber 65 dB(A) und nachts 55 dB(A). Messungen der Lärmquellen zeigten, dass die Abluftventilatoren mit geschlossener Haube mit den größten Anteil an den Lärmemissionen hatten. Berechnungen ergaben, dass eine Verminderung des Lärms von diesen Ventilatoren um 15 dB(A) ausreichen würde, um den Zielpegel von 55 dB(A) bei Nacht an den Bezugspunkten zu erreichen.

Der Lärm von Gebläsen kann als breites Lärmband charakterisiert werden, weshalb absorptive Schalldämpfer in diesem Fall geeignet sind. Absorptive Schalldämpfer sind bei mittleren und höheren Frequenzen wirksam. Die Ventilatoren sind im Außenbereich angebracht, weshalb sie auch eine Schalldämmung benötigen. Abbildung 7.35 zeigt die vor und nach dem Schalldämpfereinbau gemessenen Lärmpegel an einem Immissionspunkt (einschließlich der Schalldämmung).

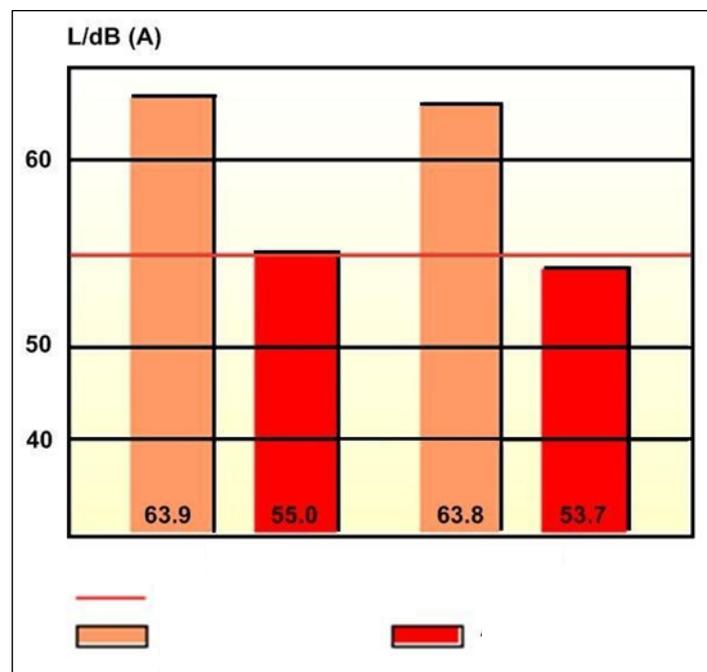


Abbildung 7.35 Schallpegel (LAeq) an einem Bezugspunkt vor und nach dem Einbau eines Schalldämpfers

In diesem Fall verursachten die Lärmemissionen der Vakuumpumpen einer Papiermaschine zu viel Lärm am Bezugspunkt außerhalb des Fabrikbereiches. Die Messungen von Schalldruckpegeln in einem Meter Entfernung vom Auslass der Vakuumpumpe ergaben, wie in Abbildung 7.36. dargestellt, einen Lärmspitzenwert bei einer Frequenz von 160 Hz. Diese Spitze war über 10 dB(A) höher als bei allen anderen Frequenzen. Reaktive Schalldämpfer (z. B. Rohrresonatoren) sind für niedrige Frequenzen (unter 500 Hz) wirksam und wurden in diesem Fall eingebaut. Die Messungen nach Einbau der Schalldämpfer wiesen nach, dass der Spitzenlärmpegel wirksam um circa 28 dB(A) reduziert und der Zielwert am Immissionspunkt in Höhe von

26,9 dB(A) erreicht wurde.

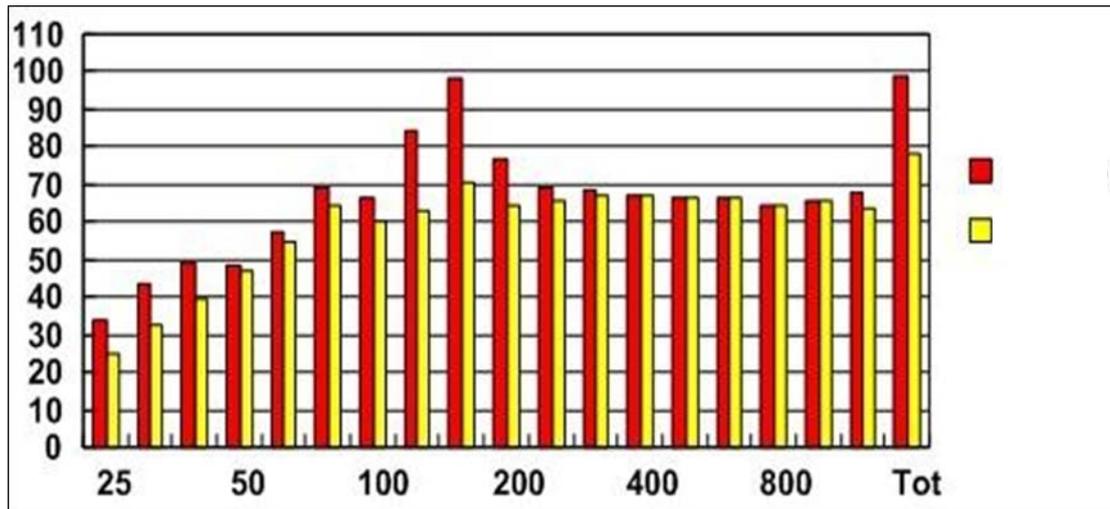


Abbildung 7.36: Lärminderung mittels Rohrresonator: Lärmpegel vor und nach Einbau der Schalldämpfer

Wenn der Zielwert in einem Meter Entfernung vom Auslass von Ventilatoren oder Vakuumpumpen niedriger ist, wird eine Kombination aus reaktiven und absorptiven Schalldämpfern benötigt. Es werden auch spezielle schallisolierte Einhausungen für im Außenbereich angebrachte Ventilatoren benötigt.

Die Zielwerte am Immissionsort (Bezugspunkt) in der Umgebung der Fabrik hatten Garantiewerte für den Schalldruckpegel in einer Entfernung von einem Meter von jeder externen Lärmquelle von $L_{pA}(1\text{ m}) = 70\text{ dB(A)}$ zur Folge. Alle heute in Europa ausgelieferten Papiermaschinen verfügen über eine hohe Anzahl an Schalldämpfern. Eine moderne Papierfabrik für SC-Magazinpapier in Schweden und eine Papierfabrik für ungestrichenes Druckpapier in Deutschland haben die gleichen Anforderungen an den Schalldruckpegel wie vorstehend aufgeführt.

Die Zahl der Teile der Schalldämpfungsausrüstung für die externe Schallminderung liegt in diesen Fällen bei 60 – 70 Teilen pro Linie und die Teile ähneln den in Abbildung 7.37 dargestellten Vorrichtungen.



Abbildung 7.37: Schalldämpfer auf dem Dach einer Papierfabrik

Zur Belüftung des Verfahrens in der Nasspartie sind absorptive Labyrinth-Schalldämpfer in Kulissenbauweise eingebaut, um eine wirksame Verminderung breitbandigen Lärms zu erreichen. Für die Belüftung anderer Prozesse sind wirksame Kulissenschalldämpfer eingebaut. Es ist sehr wichtig, dass die Schalldämpfer mit Türen ausgestattet sind, die Zugang zu Reinigungszwecken und zum Austausch der Kulisse vor Ort ermöglichen. Für Turbogebläseauslässe mit einem Schalldruckpegel von $L_{pA}(1\text{ m}) = 135\text{ dB(A)}$ ist eine starke Lärminderung erforderlich, um den Pegel $L_{pA}(1\text{ m}) = 70\text{ dB(A)}$ zu erreichen. Dafür ist eine Kombination aus absorptiven Kulissenschalldämpfern und reaktivenmehrwegigen Rohrresonatoren erforderlich.

Für Vakuumpumpen die niederfrequente Lärmspitzen aufweisen, ist eine Kombination aus absorptiven und reaktiven Schalldämpfern erforderlich. Im Fall einer Fabrik für Zeitungsdruckpapier in Schweden lag der Garantiewert bei einem Schalldruckpegel von $L_{pA}(1\text{ m}) = 75\text{ dB(A)}$ in einem Meter Entfernung von der Schallquelle. Außerdem wurde eine Garantie für die Lärmspitze bei 100 Hz von $L_p(1\text{ m}) = 103\text{ dB(A)}$ gewährt. Die Garantie betrug $L_p(1\text{ m}) = 79\text{ dB(A)}$, ohne A-Bewertung. Auf der Grundlage von Außenmessungen wurden ein reaktiver Schalldämpfer für die 100-Hz-Frequenz und ein Kulissenschalldämpfer für den gesamten Frequenzbereich konzipiert. In Abbildung 7.38 sind die gemessenen Schalldruckpegel vor und nach dem Einbau aufgeführt. Bei 100 Hz wurde eine beträchtliche Verringerung erzielt.

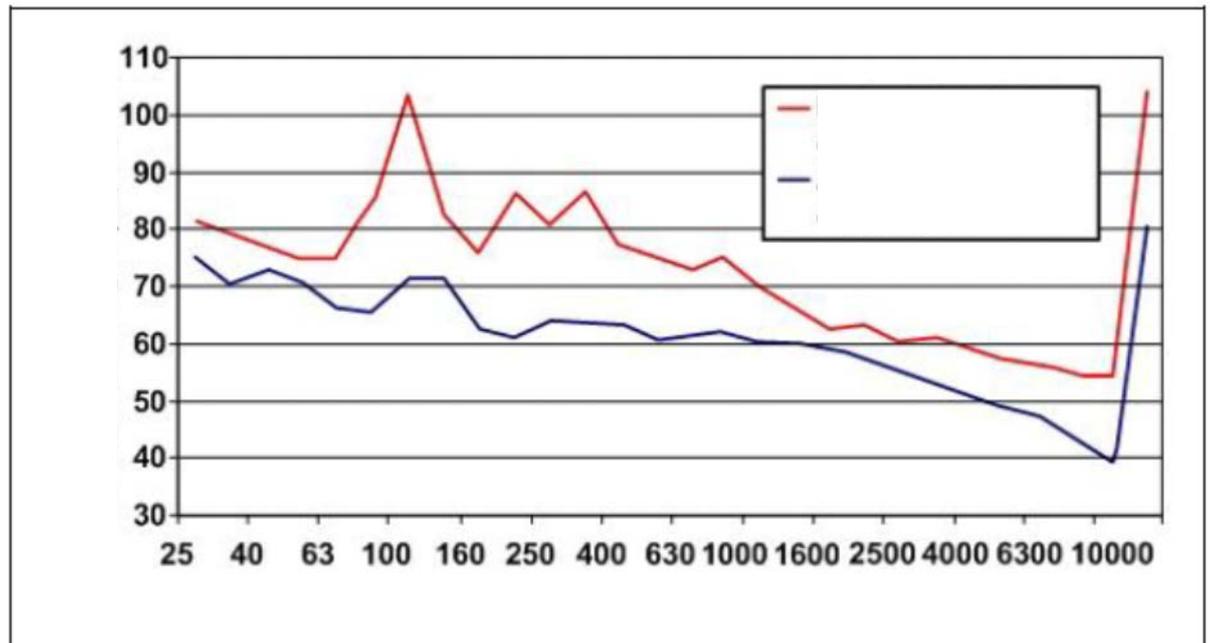


Abbildung 7.38: Verringerung des durch Vakuumpumpen verursachten Lärms durch Einbau von Schalldämpfern

Für die Anwendbarkeit relevante technische Erwägungen

Externe Maßnahmen zur Lärminderung können sowohl in bestehenden als auch in neuen Fabriken eingesetzt werden. Es ist hauptsächlich das Verfahren zur Bestimmung der gegenwärtigen und angestrebten Lärmpegel, das dabei den Unterschied ausmacht.

Bei bestehenden Maschinen beginnt das Verfahren zur Lärminderung mit Lärmmessungen an den Immissionspunkten (Bezugspunkten) im Wohngebiet. Die Messungen werden in der Fabrik fortgeführt, um die kritischsten Lärmquellen zu ermitteln. Die Dimensionierung eines Schalldämpfers beruht auf der wechselweisen Betrachtung von Messungen und Berechnungen.

Bei neuen Anlagen basiert der Schalleistungspegel auf den Angaben zum Schalleistungspegel der Maschinenlieferanten (ISO 3740 bis ISO 3747 für Maschinen oder ISO 8297 für Industrieanlagen). Die Berechnungen zur Vorhersage der Lärmpegel an Immissionspunkten in einer festgelegten Entfernung werden mit Hilfe von Computerprogrammen zur Lärmausbreitung, z.B. nach DIN ISO 9613-2:1999, unter Bewertung des Beitrags aller relevanten Lärmquellen durchgeführt. Die begrenzte Verfügbarkeit von Platz und das vorhandene Layout können die Anwendbarkeit einschränken oder zu etwas anderen Lösungen führen.

Angaben zur Wirtschaftlichkeit

Die Angabe von genauen Zahlen zu den Kosten für die Lärminderung ist sehr schwierig, da die Kosten von der Größe der Fabrik, der hergestellten Papiersorte und der Papiermaschinengeschwindigkeit etc. abhängen. Die gesamten Lärminderungskosten (extern und intern) einer Papierherstellungsstraße betragen schätzungsweise 0,5 % der Investitionskosten der Maschinen oder sogar höher in Abhängigkeit von den vorgegebenen Lärmpegeln.

Die Kosten für die externe Lärminderung für eine Papiermaschine liegen in Abhängigkeit vom Zielpegel und vom Lieferumfang in der Größenordnung von 0,2 – 0,4 Millionen Euro.

Abbildung 7.39 zeigt die relativen Kosten der externen Lärminderung. Wenn der Zielwert für den Schalldruckpegel von 85 dB(A) auf 75 dB(A) gesenkt wird, verdoppeln sich die Kosten.

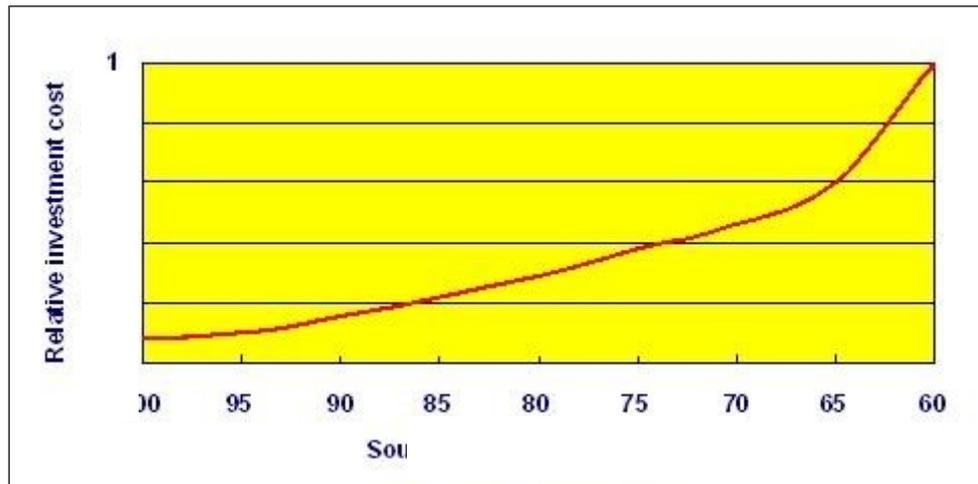


Abbildung 7.39: Relative Kosten für die externe Schallminderung

Wichtiger Grund für die Einführung

Die Anforderungen in Bezug auf die Lärminderung rühren meist von behördlichen Vorgaben an den Immissionspunkten (Bezugspunkten) in den Gemeinden oder an den Fabrikgrenzen her. Für die Maschinenlieferanten stellen die Garantiewerte Schalldruckpegel an den Immissionspunkten (Bezugspunkten) oder Schalleistungspegel oder Schalldruckpegel an den Lärmquellen dar.

Offizielle Anforderungen in den verschiedenen Ländern haben zusammen mit EU-Richtlinien zu erhöhten Anforderungen an die Lärmvermeidung auf der Stufe der Maschinenkonzeption geführt. Es wurden aber auch Lärmgrenzwerte für bestehende Einrichtungen und für die externe Lärminderung festgelegt. In Abhängigkeit von der Art des durch die Lärmeinwirkungen von Papierfabriken betroffenen Gebietes müssen festgelegte Lärmpegel zur Vermeidung von schädlichen Lärmeinwirkungen in der Nachbarschaft erreicht werden.

Anlagenbeispiele

In zahlreichen Anlagen in Europa sind allgemeine Maßnahmen zur Lärminderung umgesetzt. In den meisten europäischen Fabriken werden Schalldämpfer verwendet, die sich jedoch hinsichtlich ihrer Art, Konzeption und Anzahl unterscheiden.

7.4 ZUKUNFTSTECHNIKEN

In diesem Abschnitt werden vielversprechende Techniken beschrieben, die aufgrund des Entwicklungsstandes dieser Techniken (noch) nicht als BVT eingestuft werden können. Zu gegebener Zeit könnten sie jedoch als BVT eingestuft werden und deshalb werden sie an dieser Stelle kurz beschrieben. Es ist zu berücksichtigen, dass die Beschreibung vielversprechender Techniken in diesem Kapitel nicht dazu bestimmt ist, einen vollständigen Überblick über alle relevanten Entwicklungen zu geben. Die Entwicklung von Papierherstellungstechnologien wird durch eine verringerte Profitabilität vorangetrieben. Höhere Rohstoffkosten und verringerte Verkaufspreise machen neue Konzepte erforderlich, die auf den zunehmenden Wettbewerb durch elektronische Medien und Kunststoffe sowie die Besorgnis in der Gesellschaft in Bezug auf den Klimawandel, die Verfügbarkeit von Wasser und Energie sowie Nachhaltigkeit reagieren.

Einleitung

Neueste Entwicklungen und absehbare Technologien zeigen, dass die Papierfabrik der Zukunft wahrscheinlich mit folgenden Eigenschaften beschrieben werden kann:

- Verbesserte Energieeffizienz;
- Verringerte Umweltauswirkungen (Emissionen in die Luft, in Gewässer und in den Boden, Geruch und Lärm);
- Neue Fasereigenschaften;
- Dickstoffverarbeitung;
- Moderne Regelverfahren;
- Neue Mehrwertproduktkonzepte.

Neue, effizientere Technologien könnten für die gesamte Papierherstellungslinie entwickelt werden. In Tabelle 7.33 sind beispielhaft Themen aufgeführt, die erforscht und entwickelt werden.

Tabelle 7.33: Zukunftstechniken für Produktionslinien zur Papierherstellung

Prozess	Verbesserung der Energieeffizienz	Verringerter Wasserverbrauch	Mehrwert
Aufschlussverfahren			
Neue Holzstoffherstellung	+++	0	+
Verarbeitung von Altpapier zur Verbesserung der Qualität	+	0	++
Wirksame Stoffwäsche-technologie	+	+++	++
Enzyme (z. B. Verwendung von Sterease zur Verringerung der Größe und Haftfähigkeit von Stickies)/Biochemikalien	++	+	++
Stoffaufbereitung			
Fraktionierungsmethoden zur Erzeugung von	+	0	++
Interne Wasserbehandlung	-	+++	++
Fasermodifizierungsmethoden	+	0	+++
Verarbeitung bei höherer Stoffdichte	+	++	0
Papierherstellung			
Neue Bahnbildungstechniken	++	++	+
Vereinfachtes Schuhpressenkonzept	+	+	++
Pralltrocknung	-	0	++
Verwendung von Kühlwasser als Prozesswasser	++	+++	0

Erhöhte Wasserrückführung/Regelverfahren	-	++	+
Vereinfachte Lauffähigkeitssysteme	+	0	0
Mehrschichttechnologien zur Blattbildung	++	-	++
Technologien zur Blattbildung bei hoher Stoffdichte	++	++	++
Endbearbeitung			
Vorhangstreichverfahren	+	0	++
Sprühstreichverfahren	+	0	++
Metallbandkalander	+	0	++
Leimer für hohe Feststoffgehalte	+	+	++
Pulverstreichverfahren	++	+	++
Verschiedenes			
Direktantriebssystem	++	0	0
Genauere Dimensionierung	++	+	0
Wärmerückgewinnung mit Wärmepumpen	++	0	0
Vorausschauende Regelverfahren	++	++	++
Reibungsarme Materialien	++	+	0
Neues Vakuumsystem	+++	+	0
<i>Quelle:</i> M. Karlsson, UPM, 2010			
Legende:			
+++ = starke positive Wirkung; ++ = mittlere positive Wirkung; + = positive Wirkung; 0 = keine Wirkung; - = negative Wirkung			
Kurzfristig	Mittelfristig	Langfristig	

Besonderes Augenmerk wird einer verbesserten Energieeffizienz, verringerten Umweltwirkungen und neuen Produkteigenschaften gelten. Diese Technologien werden jedoch nicht für sich allein betrachtet, sondern sie werden von der Entwicklung verschiedener Bioraffineriekonzepte beeinflusst. Es wird verstärktes Interesse an verschiedenen Prozessen bestehen, die auf die Herstellung von Kraftstoffen und Chemikalien aus Biomasse abzielen. In der Zukunft werden die Fabriken für die Herstellung mehrerer Produkte ausgelegt sein (siehe Abschnitt 2.1). Dynamische Simulationsinstrumente und Ansätze für das integrale Management für einen ganzen Standort werden als neue Hilfsmittel zur Verfügung stehen, um komplexe Optimierungsaufgaben in Bezug auf die Steuerung des gesamten Papierfabrikverfahrens zu bewältigen. Der Grad der Automatisierung und „Intelligenz“ der Papiermaschinen wird sich schnell steigern und immer stärker in die Papiermaschine integriert sein. Sensoren werden zum Beispiel die Papiereigenschaften mithilfe weniger erforderlicher Messungen vorhersagen und dadurch eine schnelle und effiziente Prozesssteuerung ermöglichen, z. B. bei Sortenwechseln. Es sind neue Messmethoden erforderlich, um schnelle Prozesse zu steuern. Neben Messungen der Stoffdichte und des Volumenstroms, werden Online-Systeme zur chemischen Überwachung ebenfalls als Instrumente zur Prozessoptimierung eingesetzt werden.

Die Kosten für die Investition in neue, komplexere Techniken sind ein wesentlicher Faktor in Bezug auf die Rentabilität von Papierfabriken, der größere Anlagen begünstigt. Effektivitätssteigerung und Emissionssenkung gehen Hand in Hand. Die Komplexität der Wasserbehandlungstechniken wird eher weiter zunehmen. Die Einführung und ordnungsgemäße Aufrechterhaltung dieser Techniken stellt eine Herausforderung für kleinere Fabriken dar.

In den folgenden Abschnitten werden einige der Zukunftstechniken zur Verringerung des Rohstoffeinsatzes und der Emissionen erörtert. Diese Techniken befinden sich noch in der Entwicklung. Einige davon werden derzeit mit einer vielversprechenden Aussicht auf

zukünftige Anwendungen erforscht, andere werden bereits in geringer Zahl in großtechnischen Anwendungen genutzt.

Die angegebenen Informationen umfassen eine kurze Beschreibung der Technik, eine Einschätzung des Entwicklungsstands, den Umweltnutzen und die medienübergreifenden Auswirkungen, wirtschaftliche Betrachtungen, sofern hier bereits Daten vorliegen, sowie eine Referenz.

7.4.1 Papierfabriken mit minimalem Abwasseranfall - optimierte Auslegung von Wasserkreisläufen und weitergehende Techniken für die dritte Abwasserreinigungsstufe

Beschreibung

Die weitergehende Abwasserbehandlung in der Zellstoff- und Papierindustrie konzentriert sich hauptsächlich auf zusätzliche Biomembranreaktoren, Membranfiltrationstechniken, wie die Mikro-, Ultra- oder Nanofiltration, Ozonbehandlung oder Eindampfung. Aufgrund des relativen Mangels an Erfahrung in der großtechnischen Anwendung, der manchmal relativ hohen Kosten und der erhöhten Komplexität der Wasserbehandlung gibt es derzeit nur wenige großtechnische Anwendungen der dritten Abwasserreinigungsstufe von Fabrikabwasser.

Diese Techniken verfügen jedoch über das Potential insbesondere als integrierte Behandlung in Form von „Nieren“ zum Abbau von Stoffen, die die Effizienz der Papierherstellung oder die Papierqualität negativ beeinflussen, angewendet zu werden.

Ein Beispiel für die mögliche integrierte Behandlung und Wiederverwendung von Papiermaschinenwasser einschließlich Membranfiltration, Ozonierung und Eindampfung ist in Abbildung 7.40 dargestellt.

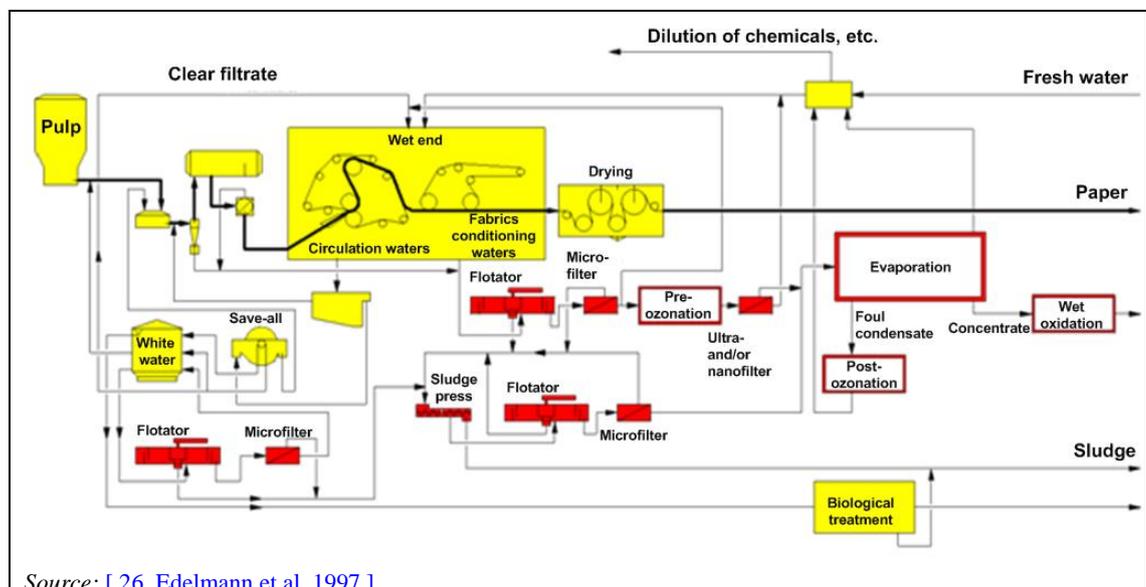


Abbildung 7.40: Beispiel für die mögliche integrierte Behandlung und Wiederverwendung von Papiermaschinenwasser

Entwicklungsstand

Die großtechnische Erfahrung mit diesen Techniken in Papierfabriken ist auf einige wenige Beispiele weltweit begrenzt. Abhängig von der angewendeten Technik bestehen noch immer Betriebsprobleme und die Kosten sind relativ hoch. In letzter Zeit wurden mehr Erfahrungen

im Bereich der Ultrafiltrationstechniken in der Fabrikanwendung gesammelt. Durch die UF sauberer Filtrate werden wirksam suspendierte Feststoffe, Bakterien und lipophile extrahierbare Stoffe eliminiert, so dass das erhaltene Permeat verwendet werden kann, um Frischwasser bei der Zugabe von Chemikalien und in den Spritzrohren der Papiermaschine zu ersetzen. Es wurde berichtet, dass die Ultrafiltration bei einer Holzstofffabrikanwendung zu einem geringeren Verbrauch von Bleichchemikalien und Chemikalien in der Nasspartie sowie besseren Laufeigenschaften der Maschine und einer besseren Papierqualität geführt hat [143, T. Sutela et al. 2006].

Beim Bau neuer Fabriken oder der Aufrüstung und Kapazitätserhöhung bestehender Fabriken können diese Techniken jedoch ernsthaft in Betracht gezogen werden. Diese Techniken zur Wasserrückgewinnung können auch verwendet werden, um den Frischwasserverbrauch in bestehenden Fabriken zu verringern, ohne den Wasserkreislauf vollständig zu schließen. Es ist davon auszugehen, dass es für diese Techniken in der nahen Zukunft weitere Anwendungen in der Papierindustrie geben wird. Es zeichnet sich ein Trend zur Verlagerung von End-of-Pipe-Behandlungstechniken hin zur integrierten Behandlung von Prozesswasserteilströmen ab. Es ist zu erwarten, dass die Vorreiter, die diese Techniken verwenden, ihren Standort an aufnehmenden Gewässern haben, die sehr strengen Anforderungen unterliegen oder bei denen die Gewässer keine Erhöhung der Schmutzfracht erlauben. Wenn Fabriken ihre Kapazität erhöhen wollen, müssen sie dann eine oder mehrere der vorgenannten Techniken anwenden.

Der aktuelle Stand der Wasserbehandlungstechniken in der Papierindustrie kann folgendermaßen zusammengefasst werden.

- Stofffänger (verbreitete Technik). Die Erzeugung superklaren Filtrats zur Wiederverwendung kann erhöht werden, z. B. durch Anwendung von Mikrofiltern.
- Flotation (großtechnisch bewährt).
- Waschpressen (großtechnisch bewährt).
- Entwässerungstechnik für Spuckstoff und Schlamm (großtechnisch bewährt).
- Integrierte biologische Behandlung (erste großtechnische Anwendungen umgesetzt) mit der (teilweisen) Rückführung des behandelten Prozesswassers; in einigen Fällen kombiniert mit einer Dekarbonisierungsanlage.
- Vorfiltration + Membranfiltration (UF, NF) (erste großtechnische Anwendungen umgesetzt).
- Vorfiltration + Eindampfung (erste großtechnische Anwendungen umgesetzt). Wenn Frischwasser durch Kondenswasser ersetzt wird, hat dies wahrscheinlich keine Auswirkungen auf die Chemie oder die Papierherstellung.
- Ozonierung (mindestens drei großtechnische Anwendungen in Europa umgesetzt). Wenn Frischwasser durch teilweise gereinigtes Wasser ersetzt wird, besteht potentiell die Gefahr, dass sich störende Stoffe ansammeln. Es gibt zum Beispiel keinerlei Auswirkungen auf anorganische Salze und diese können in eine Wechselwirkung mit Prozesschemikalien und Prozessausrüstung treten. Diese potentiellen Wirkungen müssen gemindert und das Wissen über die erforderliche Wasserqualität muss erweitert werden.
- Enzymatische Behandlung von Prozesswasser (in Forschungsphase).

Umweltauswirkungen

Das Ziel weitergehender Abwasser-/Prozesswasserbehandlungstechniken liegt gewöhnlich in der weitergehenden Entfernung von Schmutzstoffen, die durch die gewöhnliche biologische Behandlung, wie z. B. die Verwendung von Belebtschlammanlagen, nicht entfernt werden. Bei diesen Schmutzstoffen handelt es sich um Rest-CSB, Farben, Nährstoffe oder abfiltrierbare Stoffe. Weitergehende Wasserbehandlungsprozesse sorgen für eine hohe Wasserqualität. Folglich gibt es eine bessere Chance für die Wiederverwendung des „Abwassers“ als Frischwasser im

Prozess. Somit kann die weitergehende Abwasserbehandlung zu einer weiteren Schließung des Wasserkreislaufs beitragen. Sie kann jedoch auch angewendet werden, um die in das aufnehmende Gewässer eingeleitete Fracht zu verringern.

Sehr oft stellt eine beträchtliche Kapazitätserhöhung den Anreiz für eine Fabrik dar, nach neuen technischen Lösungen mit weniger Verschmutzung zu suchen. Einige Behörden in Europa schreiben vor, dass die Abwasser- und Abfallmenge von Fabriken, die ihre Kapazität erhöhen wollen, das Niveau vor der Investition nicht übersteigen darf. Das bedeutet, dass neue Wege gefunden werden müssen, um den Frischwassergebrauch zu verringern und die Menge an Feststoffabfall zu minimieren.

Wirtschaftliche Betrachtungen

Keine Daten verfügbar.

Literatur:

[26, Edelmann et al. 1997], [143, T. Sutela et al. 2006].

7.4.2 Hochkonsistenzpapierherstellung (schlanke Wasserverarbeitung)

Beschreibung

Nach dem derzeitigen Stand der Technik werden bei der Papierherstellung Papierprodukte aus einer Wassersuspension mit niedriger Stoffdichte (circa 0,6 – 1,0 %), die aus Fasern, Füllstoffen und Chemikalien besteht, gebildet. Diese Suspension wird durch einen Stoffauflauf gepumpt, der sie auf einem Kunststoffsieb verteilt. Durch den komplexen Aufbau des Stoffauflaufs werden ausreichend turbulente Strömungsbedingungen geschaffen, um die Homogenität der Papierherstellungssuspension über den anschließenden Entwässerungsprozess zu steuern. Aufgrund der geringen Stoffdichte müssen Chemikalien verwendet werden, um die Retention der Stoffbestandteile an dem Papier zu erhöhen. Die Rückgewinnung nicht zurückgehaltenen Materials und von Wasser kostet viel Energie und macht viele Einzelschritte und die Nutzung von Prozessausrüstung erforderlich. Somit wäre die Erhöhung der Stoffdichte für die Papierherstellung ein technologischer Schritt nach vorn. Es ist zu erwarten, dass bei einem Hochkonsistenzprimärkreislauf 50 % weniger Energie und 30 % weniger Vakuumenergie verbraucht werden und dass die Kapitalintensität um 30 % verringert wird. Aufgrund der verbesserten Retention werden auch der Chemikalienverbrauch und die Umweltbelastung durch das Verfahren verringert.

Entwicklungsstand

Die Erhöhung der Stoffdichte bei der Blattbildung wurde zuerst in den 1980ern untersucht, z. B. in Finnland, jedoch mit wenig Erfolg. Die ersten Untersuchungen führten zu einer nicht akzeptablen Blattqualität, da es Schwierigkeiten gab, eine ausreichende Turbulenz bei der Entwässerung der Bahn aufrechtzuerhalten. In den letzten Jahren wurden jedoch große Fortschritte durch die Integration von Stoffauflauf und Entwässerung gemacht (siehe Abbildung 7.41). Das Betriebsfenster aktueller Maschinen kann wahrscheinlich durch eine Optimierung des Gesamtverfahrens vergrößert werden, z. B. Rohstoffe, Maschinen, Bespannung und Chemikalien. Dies kann jedoch zu Schwierigkeiten bei der Entwässerung oder den Laufeigenschaften der Papiermaschine führen. In den jüngsten Untersuchungen haben sich die Regelung der Fluidisierung und das Sieben von Hochkonsistenzstoff zusammen mit der Produktqualität als die größten zu überwindenden Schwierigkeiten herausgestellt.

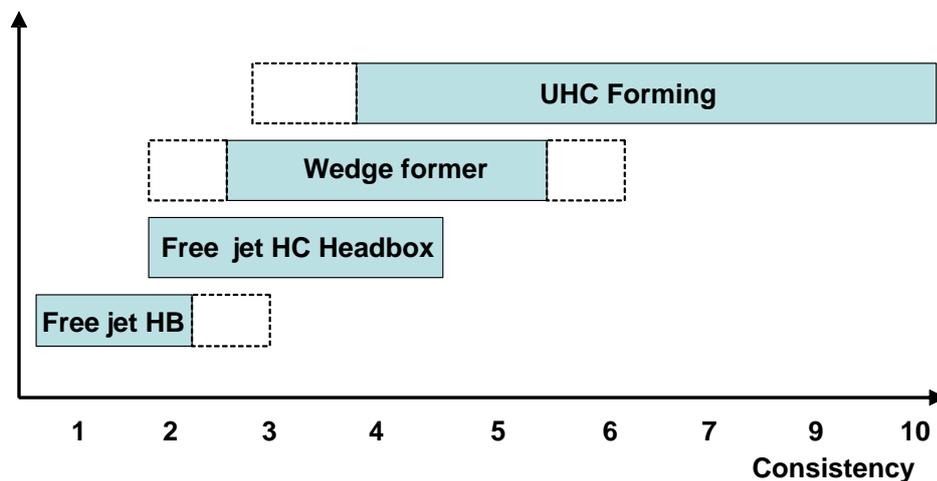


Abbildung 7.41: Typische Stoffdichten im Stoffauflauf, die in früheren Untersuchungen zur Hochkonsistenzpapierherstellung verwendet wurde

Ein Durchbruch im Bereich der Hochkonsistenzpapierherstellung würde eine neue Technologie erfordern, in der die derzeitigen Einzelschritte, d. h. Stoffauflauf, Entwässerung und Pressen, zusammen auf kompakte Weise integriert sind, so dass aus einem Hochkonsistenzstoffeintrag die gewünschten Papierstrukturen entstehen. Laut den Ergebnissen jüngster Untersuchungen kann die Hochkonsistenzpapierherstellung nach weiterer Entwicklungsarbeit als machbar betrachtet werden.

Für das Hochkonsistenzpapierherstellungsverfahren müssten die Verfahren im Konstantteil sowie dem Primärkreislauf und die Fluidisierungs- und Entwässerungsprozesse bei hoher Stoffdichte erfolgen. Es müssen noch Fortschritte bei der Vermischung von Fasern und Chemikalien sowie dem Sieben, der Luftentfernung, Fluidisierung, der Entwässerung des Stoffeintrags und der Prozesssteuerung erfolgen. Die Entwicklung eines zuverlässigen Messsystems für das Verfahren, einschließlich der Bahneigenschaften, ist dabei von wesentlicher Bedeutung für die Prozesssteuerung.

Die Dimensionierung des Verfahrens sowie die Analyse und Ermittlung des optimalen Prozesskonzepts erfordert die Erstellung von Modellen. Die Stabilität des Verfahrens ist dabei einer der Hauptpunkte. In Bezug auf die Rohstoffsteuerung werden Softsensoren und neue Messtechniken die Ermittlung der Eigenschaften des zugeführten Materials ermöglichen und es somit erlauben, die Optimierung und Regelung auf geeignete Weise voranzubringen. Die dynamische energetische Analyse des gesamten Systems mit Simulation und Optimierung wird Lösungen liefern, mit denen die Energieverluste im Vergleich dazu, was mit den stationären Analysen des derzeitigen Stands der Technik, z. B. der Pinch-Methode, möglich ist, verringert werden. Durch die dynamische Abstimmung der Produktionseinheiten, können die Zwischenspeicher radikal reduziert werden. Dies führt zu wesentlichen Energieeinsparungen in den Produktionssystemen, z. B. aufgrund einer Verringerung der Pumpvorgänge, sowie Energie- und Kapitaleinsparungen in neuen und umgebauten Produktionssystemen.

Umweltauswirkungen

Genau wie in modernen Prozessen wird dem Hochkonsistenzprozess Frischwasser als Spritzwasser sowie als Verdünnungswasser für die Chemikalien zugeführt. Um die Verwendung von Frischwasser zu minimieren, sollten die Auslaufströme aus dem Siebteil und der Faserrückgewinnung über ein geringes Volumen verfügen und die Zusammenlegung der Bahnbildungs- und Faserrückgewinnungsanlagen sollte zu einem Kreislaufwasser hoher Qualität mit einer sehr niedrigen Konzentration an Feststoffen sowie gelösten und kolloidalen (DisCo) Stoffen führen. Es ist zu erwarten, dass die Hochkonsistenzbildung von Papierprodukten neue innovative Prozesslösungen erforderlich machen wird, die den Energie- und Wasserverbrauch bei Papierherstellungsverfahren wesentlich verringert. Durch die

Hochkonsistenzpapierherstellung werden die Pumpkosten verringert, die Retention von Fasern mit weniger Chemikalien erhöht und das Nasspartieverfahren vereinfacht. Zusammen mit der geschlossenen Wasserkreislaufführung und einer höheren Prozesstemperatur kann die Hochkonsistenzblattbildung dazu führen, dass der Energieverbrauch der Produktionslinie wesentlich verringert wird. Wirtschaftliche Betrachtungen. Das Hochkonsistenzsystem schafft eine neue Plattform für die Herstellung vieler verschiedener Papier- und Kartonprodukte, was zu einem Paradigmenwechsel bei der Papierherstellung führen wird. Untersuchungen in halbtechnischem Maßstab, die auf die Hochkonsistenzpapierherstellung abzielen, werden derzeit durchgeführt.

Modellbildungs- und Simulationsinstrumente werden sowohl auf der Einzelprozessebene als auch bei der Analyse, wie sich Fabrikkonzepte infolge der Hochkonsistenzblattbildung verändern, einen wichtigen Teil der Entwicklungsarbeit darstellen. Bei der Entwicklung von Modellen und Regelmethoden für den Blattbildungsprozess werden neue Messtechniken zur Anwendung kommen. Die Hochkonsistenzblattbildung wird den europäischen Zellstoff- und Papierindustrien einen starken Vorteil verschaffen, da ein derartiges System nicht nur den Energieverbrauch, sondern auch die Nutzung chemischer Zusatzstoffe verringern kann. Die Hochkonsistenzblattbildung kann gut mit einer geschlossenen Wasserkreislaufführung und mit neuen Wärmerückgewinnungstechniken sowie Oberflächenbehandlungsmethoden kombiniert werden. Außerdem können neue Produkttypen hergestellt werden [CEPI Kommentare D1].

Literatur:

1. Waris, T. Sakeamassarainaus, Paperija ja Puu- paper and Timber 3.1998, 213ff (auf Finnisch) (1988).
2. Maleshenko, A., Ilmoniemi, E., Kaasalainen, H. Web-forming Unit of a Paper or Board Machine. WO 2006120294 (A1), 2008.
3. Gullichsen, J., Ilmoniemi, E., Kaasalainen, H. and Manninen, T., A Method for Feeding high- consistency Pulp to a Formation Support and high-consistency Headbox, WO 2009063135 (A1), 2009.

7.4.3 Wärmerückgewinnung mit Wärmepumpen

Beschreibung

Wärmepumpen werden verwendet, um Wärme aus einem Medium (z. B. Luft) in ein anderes Medium (z. B. Wasser) zu pumpen. Abbildung 7.42 zeigt eine Beispielanwendung für eine Papiermaschine. Die Wärmequelle stellt hier die feuchte Luft aus einer Papiermaschine dar.

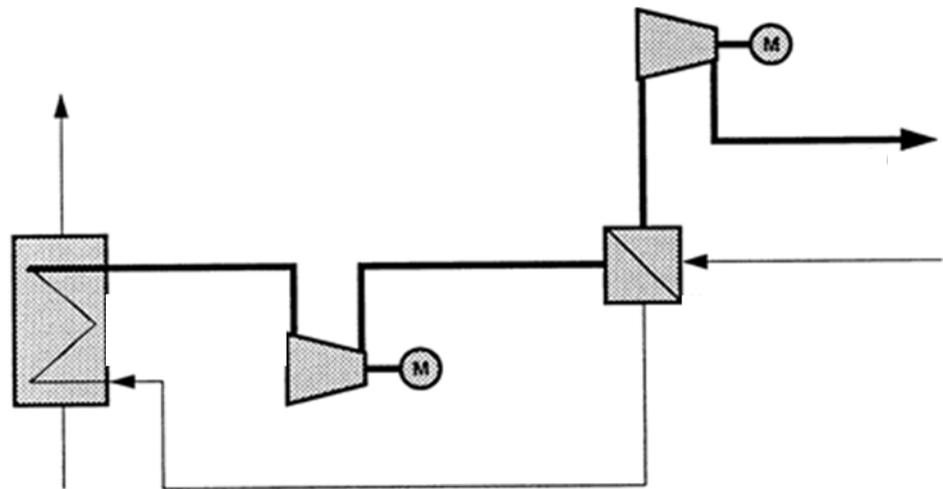


Abbildung 7.42: System mit einer Wärmepumpe zur Erzeugung von Prozessdampf

Entwicklungsstand

Es gibt viele Anwendungen für Wärmepumpen in der Zellstoff- und Papierindustrie, aber die Investitionskosten sind relativ hoch, wodurch die Nutzung dieser Art von Ausrüstung behindert wurde. Außerdem haben die Umweltprobleme, die mit den herkömmlichen Arbeitsmedien verbunden sind, die Verwendung von Wärmepumpen sogar noch schwieriger gemacht, obwohl die Thermodynamik einer Wärmepumpe sehr vorteilhaft ist.

Umweltauswirkungen

Die freigesetzte feuchte Luft kann beispielsweise eine Temperatur von 105 °C bei einem Taupunkt von 61 °C haben. In diesem Fall kann eine Wärmepumpe Wärme erzeugen, die 750 kWh/t oder 2,7 GJ/t entspricht, wofür nur 1/3 oder 250 kWh/t Strom für die Kompressormotoren aufgewendet werden müssen. Dies basiert auf einer relativ normalen Leistungszahl von 3.

Wirtschaftliche Betrachtungen

Das Potential dieser Technik ist groß, aber die Anzahl der tatsächlichen Anlagen in der Zellstoff- und Papierindustrie ist aufgrund der Investitionskosten sowie der erwähnten Schwierigkeiten in Bezug auf geeignete Arbeitsmedien niedrig. Da es sich um eine herkömmliche Technik handelt, müssen für einen Durchbruch neue geeignete Medien und, insbesondere kompressorseitig, kosteneffizientere Geräte entdeckt oder entwickelt werden.

Literatur:

[SEPA-Report 4713-2.1997]

7.4.4 Ansätze für das integrale Management für einen ganzen Standort

Beschreibung

Aufgrund der Komplexität des Papierherstellungsverfahrens wurde die technologische Entwicklung in dem Bereich durch schrittweise Maßnahmen vollzogen. Die Komplexität des

Prozesses kann anhand des Beispiels der Wasserverwendung verdeutlicht werden. Die erhöhte Wasserrückführung hat eine andere Prozesschemie, eine niedrigere Verwendung von Sekundärwärme, andere Wassermanagementmaßnahmen, neue Spuckstoffströme, Änderungen im Betrieb der Abwasserbehandlung, einen erhöhten Stromverbrauch und einen verringerten Wärmeverbrauch zur Folge. Dabei wird der Energieverbrauch auch von der Fertigungsgeschwindigkeit der Maschine und der Entwicklung der Einzeleinheiten der Papiermaschine beeinflusst. Die technologischen Entscheidungen wirken sich auf die Energiebilanz einer Fabrik aus. Es kann gefolgert werden, dass intelligente Prozesslösungen in der Zukunft darauf abzielen werden, das gesamte System Energie – Wasser – Fasern – Chemikalien zusammenzubringen, um eine gute Integration der Fabrik herbeizuführen.

Entwicklungsstand

Es befinden sich mehrere computerbasierte Instrumente in Entwicklung, die in der Lage sind, das komplexe System einschließlich der nachstehend beschriebenen medienübergreifenden Auswirkungen (Punkte 1 bis 9) zu analysieren und die ersten analytischen Untersuchungen für integrierte Papierfabriken wurden bereits ausgeführt. Es muss jedoch darauf hingewiesen werden, dass Instrumente für das integrale Management eines ganzen Standorts die Notwendigkeit von Untersuchungen in Pilotanlagen nicht gänzlich beseitigen können.

Umweltauswirkungen

Das Hauptproblem besteht darin, Prozesse und Fabrikkonzepte zu entwickeln, die in der Lage sind, die Emissionen in die Luft und in Gewässer zu senken und gleichzeitig den Anfall von Feststoffabfällen und die Erzeugung von Energie zu verringern. Die Anforderungen an das neue Verfahren, sind eine bessere Papierqualität und bessere Laufeigenschaften sowie ein besseres Prozessmanagement. Dazu ist mehr Wissen über das Verhalten der Prozesse erforderlich. Außerdem müssen die Veränderungen, die durch die Einführung neuer Techniken im Verfahren entstehen, ermittelt werden, so dass eine kompatible Prozesstechnologie entwickelt werden kann. Folglich steht fest, dass neue Optimierungswerkzeuge die Entwicklung zukünftiger Papierherstellungsprozesse unterstützen können. Einige computerbasierte Instrumente enthalten folgende Elemente oder Funktionen:

1. Informationen zu den Konzentrationen von Schmutzstoffen in den verschiedenen Teilen des Verfahrens;
2. Verhaltensmodelle für die Schmutzstoffe;
3. Prozessparameter für Abscheidungs- und Behandlungsmethoden;
4. Methoden zum Optimieren von Wasserbehandlungskonzepten in Bezug auf die Konzentrationen und das Verhalten von Schmutzstoffen;
5. Bestimmung von Wärmesenken und Wärmequellen;
6. Methoden zum Optimieren der Wärmeverwendung durch sorgfältige Prozessintegration;
7. Information zu Emissionen in die Luft und das aufnehmende Gewässer und den Anfall von Feststoffabfällen durch das neue Fabrikkonzept;
8. Detaillierte Prozessgestaltung basierend auf den getroffenen Entscheidungen;
9. Methoden zum Analysieren und Entwickeln des wirtschaftlichen Betriebs des Verfahrens.

Wirtschaftliche Betrachtungen

Keine Daten verfügbar. Die Software für das integrale Management eines ganzen Standorts stellt keine große Investition dar, es wird jedoch Fachpersonal benötigt, das viele Arbeitsstunden dafür aufwenden muss, die Software an die jeweiligen Eigenschaften einer Fabrik anzupassen.

Literatur:

[27, Edelmann et al. 1999].

8 BVT-SCHLUSSFOLGERUNGEN FÜR DIE HERSTELLUNG VON ZELLSTOFF, PAPIER UND KARTON

ANWENDUNGSBEREICH

Diese BVT-Schlussfolgerungen betreffen die in Abschnitt 6.1 Buchstaben (a) und (b) des Anhangs der Richtlinie 2010/75/EU genannten Tätigkeiten, d. h. die integrierte und die nicht integrierte Herstellung der folgenden Produkte in Industrieanlagen:

- a) Zellstoff aus Holz und anderen Faserstoffen,
- b) Papier oder Karton mit einer Produktionskapazität von über 20 t pro Tag.

Gegenstand dieser BVT-Schlussfolgerungen sind insbesondere die folgenden Prozesse und Tätigkeiten:

- i. Herstellung von Zellstoff:
 - a. Herstellung von Kraftzellstoff (Sulfatzellstoff) und
 - b. Herstellung von Sulfitzellstoff;
- ii. mechanische und chemisch-mechanische Aufschlussverfahren;
- iii. Verarbeitung von Altpapier mit und ohne Deinking;
- iv. Papierherstellung und verwandte Prozesse;
- v. alle Ablaugekessel und Kalköfen in Zellstoff- und Papierfabriken.

Diese BVT-Schlussfolgerungen gelten nicht für:

- i. die Herstellung von Zellstoff aus nicht holzbasierten Rohfasern (z. B. Zellstoff aus Einjahrespflanzen);
- ii. stationäre Verbrennungsmotoren;
- iii. Verbrennungsanlagen zur Erzeugung von Dampf und Strom (keine Ablaugekessel);
- iv. Trockner mit internen Brennern für Papiermaschinen und Streichaggregate.

Folgende andere Merkblätter sind für die in diesen BVT-Schlussfolgerungen behandelten Tätigkeiten relevant:

Merkblätter	Gegenstand
Industrielle Kühlsysteme (ICS)	Industrielle Kühlsysteme (z. B. Kühltürme oder Plattenwärmeaustauscher)
Ökonomische und medienübergreifende Effekte (ECM)	Wirtschaftliche und medienübergreifende Auswirkungen von Techniken
Emissionen aus der Lagerung (EFS)	Emissionen aus Tanks, Rohrleitungen und gelagerten Chemikalien
Energieeffizienz (ENE)	Allgemeine Energieeffizienz
Großfeuerungsanlagen (LCP)	Erzeugung von Dampf und Strom durch Verbrennungsanlagen in Zellstoff- und Papierfabriken
Allgemeine Überwachungsgrundsätze (MON)	Emissionsüberwachung
Abfallverbrennung (WI)	Verbrennung vor Ort und Mitverbrennung von Abfällen
Abfallbehandlungsanlagen (WT)	Aufbereitung von Abfällen zu Brennstoffen

ALLGEMEINE ERWÄGUNGEN

Die in diesen BVT-Schlussfolgerungen genannten und beschriebenen Techniken sind weder normativ noch erschöpfend. Es können andere Techniken eingesetzt werden, die mindestens ein gleiches Umweltschutzniveau gewährleisten.

Wenn nicht anderweitig angegeben, sind die BVT-Schlussfolgerungen allgemein anwendbar.

MIT BVT ASSOZIIERTE EMISSIONSWERTE

Wenn die mit den BVT assoziierten („BVT-assozierten“) Emissionswerte für den gleichen Mittelungszeitraum in unterschiedlichen Einheiten angegeben werden (z. B. als Konzentrationen und als spezifische Frachtwerte (d. h. pro Tonne Nettoproduktion)), sind diese unterschiedlichen Formen von BVT-assozierten Emissionswerten als gleichwertige Alternativen zu betrachten.

Bei integrierten und zur Herstellung mehrerer Produkte ausgelegten Zellstoff- und Papierfabriken müssen die für die jeweiligen Prozesse (Zellstoff- und Papierherstellung) und/oder Produkte definierten BVT-assozierten Emissionswerte nach Maßgabe einer Mischungsregel basierend auf den jeweiligen kumulativen Einleitungen zusammengefasst werden.

MITTELUNGSZEITRÄUME FÜR EMISSIONEN IN GEWÄSSER

Wenn nicht anders angegeben, sind für BVT-assozierte Werte für Emissionen in Gewässer folgende Mittelungszeiträume definiert:

Tagesmittelwert	Mittelwert über einen Probenahme-Zeitraum von 24 Stunden, gemessen anhand von durchflussproportionalen Mischproben ⁽¹⁾ oder – bei nachweislich ausreichender Durchflussstabilität – anhand einer zeitproportionalen Probe ⁽¹⁾
Jahresmittelwert	Mittelwert aller im Laufe eines Jahres gemessenen Tagesmittelwerte, gewichtet nach der täglichen Produktion und angegeben als Masse emittierter Stoffe pro Masseneinheit der erzeugten oder verarbeiteten Produkte/Materialien.
⁽¹⁾ In besonderen Fällen muss unter Umständen ein anderes Probenahmeverfahren angewendet werden (z. B. Stichprobe).	

REFERENZBEDINGUNGEN FÜR EMISSIONEN IN DIE LUFT

Die BVT-assozierten Emissionswerte für Emissionen in die Luft beziehen sich auf folgende Standardbedingungen: trockenes Gas, Temperatur 273,15 K, Druck 101,3 kPa; Wenn die BVT-assozierten Emissionswerte als Konzentrationen angegeben werden, wird der Bezugssauerstoffgehalt (in Vol.-%) genannt.

Umrechnung auf Bezugssauerstoffgehalt

Die Emissionskonzentration wird mit der folgenden Formel auf einen Bezugssauerstoffgehalt umgerechnet:

$$E_R = \frac{21 - O_R}{21 - O_M} \times E_M$$

Dabei ist:

E_R (mg/Nm³): Emissionskonzentration bezogen auf den Bezugssauerstoffgehalt O_R

O_R (Vol.-%): Bezugssauerstoffgehalt

E_M (mg/Nm³): gemessene Emissionskonzentration bezogen auf den gemessenen Sauerstoffgehalt O_M

O_M (Vol.-%): gemessener Sauerstoffgehalt.

MITTELUNGSZEITRÄUME FÜR EMISSIONEN IN DIE LUFT

Wenn nicht anders angegeben, sind für BVT-assoziierte Werte für Emissionen in Gewässer folgende Mittelungszeiträume definiert:

Tagesmittelwert	Mittelwert über einen Zeitraum von 24 Stunden ausgehend von gültigen Stundenmittelwerten kontinuierlicher Messung.
Mittelwert über Probenahmezeit	die Mittelwert von drei aufeinanderfolgenden Messungen mit einer Dauer von jeweils mindestens 30 Minuten.
Jahresmittelwert	Bei kontinuierlicher Messung: Mittelwert aller gültigen Stundenmittelwerte. Bei periodischer Messung: Mittelwert aller im Laufe eines Jahres ermittelten „Mittelwerte über die Probenahmezeit“.

BEGRIFFSBESTIMMUNGEN

Für den Zweck dieser BVT-Schlussfolgerungen gelten die folgenden Definitionen:

Verwendeter Begriff	Begriffsbestimmung
Neue Anlage	Eine Anlage, die am Standort der Fabrik erstmals nach der Veröffentlichung dieser BVT-Schlussfolgerungen genehmigt wird, oder die vollständige Ersetzung einer Anlage auf dem bestehenden Fundament der Fabrik nach der Veröffentlichung dieser BVT-Schlussfolgerungen.
Bestehende Anlage	Eine Anlage, die keine neue Anlage ist.
Umfangreichere Modernisierung	Eine umfangreichere Änderung der Konstruktion oder der Technologie einer Anlage/eines Emissionsminderungssystems, die mit Anpassungen oder dem Austausch von Prozesseinheiten und verbundenen Ausrüstungen in größerem Umfang einhergeht.
Neues Entstaubungssystem	Ein Entstaubungssystem, das nach Veröffentlichung dieser BVT-Schlussfolgerungen zum ersten Mal am Standort der Fabrik eingesetzt wird.
Vorhandenes Entstaubungssystem	Ein Entstaubungssystem, das kein neues Entstaubungssystem ist.
Nicht kondensierbare geruchsaktive Gase (NCG)	Als nicht kondensierbare geruchsaktive Gase werden die im Sulfatzellstoffprozess entstehenden Geruchsgase bezeichnet.
Konzentrierte nicht kondensierbare geruchsaktive Gase (CNCG)	Konzentrierte nicht kondensierbare geruchsaktive Gase (oder „Starkgase“): Gase mit TRS-Verbindungen, die bei der Kochung und beim Eindampfen sowie bei der Strippung von Kondensaten entstehen.
Starkgase	Konzentrierte nicht kondensierbare geruchsaktive Gase (CNCG).
Schwachgase	Verdünnte nicht kondensierbare geruchsaktive Gase: Gase mit TRS-Verbindungen, die nicht als Starkgase zu betrachten sind (z. B. Gase aus Tanks, Waschfiltern, Hackschnitzsilos, Kalkschlammfiltern und Trocknungsanlagen).
Restschwachgase	Schwachgase, die nicht aus einem Ablaugekessel, einem Kalkofen oder einem Geruchsgaskessel emittiert werden.
Kontinuierliche Messung	Messungen mit einem automatischen Messsystem (AMS), das am jeweiligen Standort fest installiert ist.
Periodische Messung	Ermittlung einer Messgröße (insbesondere einer zu messenden Menge) in bestimmten Zeitabständen mit manuellen oder automatischen Verfahren.
Diffuse Emissionen	Emissionen aufgrund des direkten (nicht gefassten) Kontaktes von Staub oder flüchtigen Stoffen mit der Umgebung bei normalen Betriebsbedingungen.
Integrierte Produktion	Sowohl Faserstoff als auch Papier und Karton werden am selben Standort hergestellt. Der Faserstoff wird vor der Papier- oder Kartonherstellung gewöhnlich nicht getrocknet.

Verwendeter Begriff	Begriffsbestimmung
Nicht integrierte Produktion	Entweder (a) Herstellung von Marktzellstoff (zum Verkauf) in Papierfabriken, die selbst keine Papiermaschinen betreiben, oder (b) Herstellung von Papier/Karton mit Faserstoff, der ausschließlich in anderen Fabriken erzeugt wird (Marktzellstoff).
Nettoproduktion	(i) Bei Papierfabriken: unverpackte, verkaufsfähige Produktion nach der letzten Rollenschneidmaschine, d. h. vor der Verarbeitung. (ii) Bei getrennten Beschichtungsanlagen: Produktion nach dem Streichen. (iii) Bei Anlagen zur Herstellung von Hygienepapier: verkaufsfähige Produktion nach der Hygienepapiermaschine vor dem Aufrollen des Materials und ohne Kern. (iv) Bei Marktzellstofffabriken: Produktion nach dem Verpacken (Tonne lutro). (v) Bei integrierten Fabriken: Als Netto-Faserstoffproduktion werden die Produktion nach dem Verpacken (Tonnen lutro) und der in die Papierfabrik transportierte Faserstoff bezeichnet (Faserstoff mit Trocknungsgrad 90 %, d. h. lufttrocken). Nettopapierproduktion: wie (i).
Spezialpapierfabrik	Eine Fabrik, in der zahlreiche Papier- und Kartonsorten für Spezialanwendungen (in der Industrie und in sonstigen Bereichen) hergestellt werden, die durch besondere Merkmale, einen verhältnismäßig kleinen Endverbrauchermarkt oder Nischenanwendungen gekennzeichnet und häufig speziell für einen bestimmten Kunden oder eine bestimmte Endverbrauchergruppe hergestellt werden; Spezialpapiere sind z. B. Zigarettenpapiere, Filterpapiere, metallisierte Papiere, Thermopapier, Durchschreibepapier, Klebeetiketten und gussgestrichenes Papier sowie Gipskarton und Spezialpapiere zum Wachsen oder Isolieren, zu Bedachungszwecken, zum Asphaltieren und für sonstige spezielle Anwendungen oder Behandlungen. All diese Sorten sind keine Standardpapiere.
Hartholz	Eine Gruppe von Hölzern, u. a. Espe, Buche, Birke und Eukalyptus; der Begriff „Hartholz“ wird als Gegensatz zum Begriff „Weichholz“ verwendet.
Weichholz	Holz von Koniferen (z. B. Kiefer und Fichte); der Begriff „Weichholz“ wird als Gegensatz zum Begriff „Hartholz“ verwendet.
Kaustizierung	Prozess im Kalkkreislauf zur Rückgewinnung von Hydroxid (Weißblauge) durch folgende Reaktion: $\text{Ca}(\text{OH})_2 + \text{CO}_3^{2-} \rightarrow \text{CaCO}_3 (\text{s}) + 2 \text{OH}^-$

Abkürzungen

Verwendeter Begriff	Begriffsbestimmung
AFS	Abfiltrierbare Stoffe (in Abwasser); Abfiltrierbare Stoffe bestehen aus kleinen Faserfragmenten, Füllstoffen, Feinstoffen, nicht sedimentierter Biomasse (Ansammlung von Mikroorganismen) und sonstigen kleinen Partikeln. (<i>Total suspended solids, TSS</i>)
AOX	Adsorbierbare organisch gebundene Halogene gemessen nach der in EN ISO 9562 beschriebenen Standardmethode für Abwasser.
BSB	Biochemischer Sauerstoffbedarf; die Menge an gelöstem Sauerstoff, die Mikroorganismen zur Zersetzung organischer Bestandteile in Abwasser benötigen.
CMP	Chemi-mechanischer Holzstoff (<i>Chemimechanical pulp</i>).
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf; Anteil chemisch oxidierbarer organischer Bestandteile in Abwasser (gewöhnlich bezogen auf Analysen mit Dichromatoxidation).
CTMP	Chemi-thermisch-mechanischer Holzstoff.
DS	Trockene Feststoffe (<i>Dry Solids</i>), angegeben in Gew.-%.
DTPA	Diethylentriaminpentaessigsäure (beim Peroxidbleichen verwendeter Komplexbildner).
ECF	Elementarchlorfrei.
EDTA	Ethylendiamintetraessigsäure (Komplexbildner).

Verwendeter Begriff	Begriffsbestimmung
H ₂ S	Schwefelwasserstoff.
LWC	Leichtgewichtiges gestrichenes Papier.
NO _x	Summe von Stickoxid (NO) und Stickstoffdioxid (NO ₂), angegeben als NO ₂ .
NSSC	Neutralsulfit-Halbzellstoff (<i>Neutral sulphite semi chemical</i>).
RCF	Recycelte Fasern.
SO ₂	Schwefeldioxid.
TCF	Totalchlorfrei.
TMP	Thermisch-mechanischer Holzstoff.
TOC	Gesamter organisch gebundener Kohlenstoff.
Tonne lutro	Tonne lufttrocken (Zellstoff), Trocknungsgrad 90 %.
Tot-N	Der Gesamtstickstoffgehalt (<i>Total nitrogen</i> , Tot-N), ausgedrückt in N, beinhaltet organischen Stickstoff, freies Ammoniak und Ammonium (NH ₄ ⁺ -N), Nitrite (NO ₂ ⁻ -N) und Nitrate (NO ₃ ⁻ -N).
Tot-P	Der Gesamtphosphorgehalt (Tot-P), ausgedrückt in P, beinhaltet sowohl gelösten Phosphor als auch nicht löslichen Phosphor, der in Form von Ausfällungen oder mit Mikroorganismen in das Abwasser gelangt.
TRS	Gesamte reduzierte Schwefelverbindungen (<i>Total reduced sulphur</i>); Summe der folgenden reduzierten übelriechenden Schwefelverbindungen, die bei der Zellstoffherstellung freigesetzt werden: Schwefelwasserstoff, Methylmercaptan, Dimethylsulfid und Dimethyldisulfid, angegeben als Schwefel.
VOC	Flüchtige organische Verbindungen (<i>Volatile organic compounds</i>) nach der Begriffsbestimmung in Artikel 3 Nummer 45 der Richtlinie 2010/75/EU.

8.1 Allgemeine BVT-Schlussfolgerungen für die Zellstoff- und Papierindustrie

Die in den Abschnitten 8.2 bis 8.6 beschriebenen prozessspezifischen BVT-Schlussfolgerungen gelten zusätzlich zu den in diesem Abschnitt genannten allgemeinen BVT-Schlussfolgerungen.

8.1.1 Umweltmanagementsystem

BVT 1. Die BVT zur Verbesserung der allgemeinen Umweltleistung von Anlagen zur Herstellung von Zellstoff, Papier und Karton besteht in der Einführung und Anwendung eines Umweltmanagementsystems (UMS), das alle folgenden Merkmale umfasst:

- a) besonderes Engagement der Führungskräfte, auch auf leitender Ebene;
- b) Festlegung einer Umweltstrategie, die eine kontinuierliche Verbesserung der Anlage durch die Leitungsebene beinhaltet;
- c) Planung und Umsetzung der erforderlichen Verfahren, Ziele und Vorgaben, einschließlich finanzieller Planung und Investitionen;
- d) Anwendung der Verfahren unter besonderer Berücksichtigung der folgenden Punkte:
 - i. Struktur und Zuständigkeiten,
 - ii. Schulung, Sensibilisierung und Kompetenz,
 - iii. Kommunikation,
 - iv. Einbeziehung der Arbeitnehmer,
 - v. Dokumentation,
 - vi. effiziente Prozesssteuerung,
 - vii. Instandhaltungsprogramme,
 - viii. Bereitschaftsplanung und Maßnahmen für Notfallsituationen,
 - ix. Gewährleistung der Einhaltung von umweltrechtliche Anforderungen;
- e) Leistungskontrolle und Korrekturmaßnahmen unter besonderer Berücksichtigung der folgenden Punkte:
 - i. Überwachung und Messung (siehe auch Referenzdokument über die allgemeinen Überwachungsgrundsätze, „*General Principles of Monitoring*“),
 - ii. Korrektur- und Vorbeugungsmaßnahmen,
 - iii. Führen von Aufzeichnungen,
 - iv. (soweit praktikabel) unabhängige interne und externe Prüfung, um festzustellen, ob mit dem Umweltmanagementsystem die vorgesehenen Regelungen eingehalten werden und ob das UMS ordnungsgemäß eingeführt wurde und angewandt wird;
- f) Überprüfung des Umweltmanagementsystems und seiner fortgesetzten Eignung, Angemessenheit und Wirksamkeit durch die leitenden Führungskräfte;
- g) Laufende Verfolgung der Entwicklung umweltverträglicherer Technologien;
- h) Berücksichtigung der Umweltauswirkungen einer späteren Stilllegung der Fabrik schon bei der Konzeption einer neuen Anlage sowie während der gesamten Nutzungsdauer;
- i) regelmäßige Durchführung von sektorspezifischem Benchmarking.

Anwendbarkeit

Der Anwendungsbereich (z. B. die Detailtiefe) und die Art des Umweltmanagementsystems (z. B. standardisiert oder nicht-standardisiert) hängen in der Regel mit der Art, Größe und Komplexität der Anlage sowie mit dem Ausmaß ihrer potenziellen Umweltbelastung zusammen.

8.1.2 Materialmanagement und gute Betriebspraxis

BVT 2. Die BVT zur Gewährleistung guter betrieblicher Praxis zur Minimierung der Umweltauswirkung des Produktionsprozesses besteht in der Anwendung einer Kombination folgender Techniken.

	Technik
a	Sorgfältige Auswahl und Kontrolle von Chemikalien und Zusatzstoffen
b	Input-Output-Analyse anhand eines Inventars für Chemikalien, einschließlich Erfassung der Menge und der toxikologischen Eigenschaften
c	Reduzierung des Chemikalieneinsatzes auf das Mindestmaß, das den Qualitätsanforderungen des Endprodukts entspricht
d	Vermeidung des Einsatzes schädlicher Stoffe (z. B. nonylphenoethoxylat-haltige Dispersionen oder Reinigungsmittel oder Tenside) und Substitution durch weniger schädliche alternative Stoffe
e	Minimierung des Eintrags von Stoffen in den Boden durch Leckage, Niederschlag aus der Luft und durch ungeeignete Lagerung von Rohstoffen, Produkten und Abfällen
f	Entwicklung eines Leckagemangement-Programms und bessere Umschließung gefährlicher Stoffe, um Boden- und Grundwasserkontaminationen zu vermeiden
g	Geeignete Konstruktion der Rohrleitungs- und der Lagerungssysteme, damit die betreffenden Flächen sauber gehalten werden und seltener abgewaschen und gereinigt werden müssen

BVT 3. Die BVT zur Vermeidung der Freisetzung von schwer biologisch abbaubaren organischen Komplexbildnern (z. B. EDTA oder DTPA) beim Peroxidbleichen besteht in der Anwendung einer Kombination folgender Techniken.

	Technik	Anwendbarkeit
a	Periodische Messungen zur Bestimmung der Menge der in die Umwelt freigesetzten Komplexbildner	Nicht anwendbar bei Anlagen, in denen keine Komplexbildner verwendet werden.
b	Prozessoptimierung zur Reduzierung des Verbrauchs und der Freisetzung von schwer biologisch abbaubaren Komplexbildnern	Nicht anwendbar für Anlagen, bei denen EDTA/DTPA in Kläranlagen oder -prozessen mindestens zu 70 % entfernt wird.
c	Vorzugsweise Einsatz biologisch abbaubarer oder eliminierbarer Komplexbildner, allmähliches Auslaufen der Verwendung biologisch nicht abbaubarer Produkte	Die Anwendbarkeit hängt von der Verfügbarkeit geeigneter Substitute ab (biologisch abbaubarer Stoffe, die z. B. bestimmte Anforderungen an den Weißgrad des Zellstoffs erfüllen).

8.1.3 Frisch- und Abwassermanagement

BVT 4. Die BVT zur Verringerung des Abwasservolumens und der Verunreinigung von Abwasser beim Lagern und bei der Vorbehandlung von Holz besteht in der Anwendung einer Kombination folgender Techniken.

	Technik	Anwendbarkeit
a	Trockenentrindung (siehe Beschreibung in Abschnitt 1.7.2.1)	Eingeschränkt anwendbar, wenn bei einem TCF-Verfahren eine hohe Reinheit und ein hoher Weißgrad erforderlich sind.
b	Handhabung von Langholz in einer Weise, durch die Verunreinigungen der Rinde und des Holzes durch Sand und Steine vermieden werden.	Allgemein anwendbar
c	Befestigen des Holzplatzes und insbesondere der Flächen, auf denen die Hackschnitzel gelagert werden	Die Anwendbarkeit kann je nach Größe des Holzplatzes und des Lagerbereichs eingeschränkt sein.
d	Kontrolle der Beregnungswassermenge und Minimierung des Ablaufs von Oberflächenwässern vom Holzplatz	Allgemein anwendbar
e	Sammlung verschmutzten Oberflächenwässers vom Holzplatz und Abtrennen abfiltrierbarer Stoffe aus dem Abwasser vor der biologischen Behandlung	Die Anwendbarkeit kann durch den Verschmutzungsgrad des Niederschlagswassers (niedrige Konzentration) und/oder die Größe der Kläranlage (große Volumina) eingeschränkt sein.

Die BVT-assozierte Abwassermenge beim Trockenentrinden beträgt 0,5-2,5 m³/Tonne luro.

BVT 5. Die BVT zur Verringerung des Frischwasserverbrauchs und des Abwasseranfalls besteht in der Anwendung einer Kombination folgender Techniken zur Schließung der Wasserkreisläufe soweit technisch machbar in Abhängigkeit von der jeweils herzustellenden Faserstoff- oder Papiersorte.

	Technik	Anwendbarkeit
a	Überwachung und Optimierung des Wassereinsatzes	Allgemein anwendbar
b	Evaluierung von Möglichkeiten zur Rückführung von Wasser	
c	Herstellung einer angemessenen Balance zwischen dem Umfang, in dem Wasserkreisläufe geschlossen werden, und potenziellen Nachteilen; erforderlichenfalls Einbeziehung zusätzlicher Geräte	
d	Getrennthaltung weniger verunreinigten Sperrwassers aus Vakuumpumpen und Wiederverwendung des Wassers	
e	Getrennthaltung sauberen Kühlwassers von verunreinigtem Prozesswasser und Wiederverwendung des Wassers	
f	Wiederverwendung von Prozesswasser als Ersatz für Frischwasser (Wasserrückführung und Schließen von Wasserkreisläufen)	Anwendbar für neue Anlagen und für umfangreichere Modernisierungen. Je nach Anforderungen an die Wasser- und/oder Produktqualität sowie aufgrund von technischen Erfordernissen (z. B. Ausfällungen/Verkrustungen im Wassersystem) oder wegen einer zu erwartenden verstärkten Geruchsbelästigung kann die Anwendbarkeit eingeschränkt sein.
g	Integrierte (Teilstrom-) Prozesswasserbehandlung, um die Wasserqualität so zu verbessern, dass das Wasser im Kreislauf geführt oder wiederverwendet werden kann	Allgemein anwendbar

Jahresmittelwerte der mit BVT-assozierten Abwassermenge an der Einleitungsstelle nach der Abwasserbehandlung:

Sektor	BVT-assozierte Abwassermenge
Gebleichter Sulfatzellstoff	25 – 50 m ³ /Tonne lutro
Ungebleichter Sulfatzellstoff	15 – 40 m ³ /Tonne lutro
Gebleichter Sulfitzellstoff zur Papierherstellung	25 – 50 m ³ /Tonne lutro
Magnefite-Zellstoff	45 – 70 m ³ /Tonne lutro
Chemiezellstoff	40 – 60 m ³ /Tonne lutro
Neutralsulfit-Halbzellstoff	11 – 20 m ³ /Tonne lutro
Holzstoff	9 – 16 m ³ /t
CTMP und CMP	9 – 16 m ³ /Tonne lutro
Altpapierverarbeitende Papierfabriken ohne Deinking	1,5 – 10 m ³ /t (die höhere Menge ergibt sich hauptsächlich bei der Herstellung von Faltschachtelkarton)
Altpapierverarbeitende Papierfabriken mit Deinking	8 – 15 m ³ /t
Altpapierverarbeitende Hygienepapierfabriken mit Deinking	10 – 25 m ³ /t
Nicht integrierte Papierfabriken	3,5 – 20 m ³ /t

8.1.4 Energieverbrauch und -effizienz

BVT 6. Die BVT zur Verringerung des Brennstoff- und des Energieverbrauchs in Zellstoff- und Papierfabriken besteht in der Anwendung von Technik (a) und einer Kombination der anderen im Folgenden beschriebenen Techniken.

	Technik	Anwendbarkeit
a	Einsatz eines Energiemanagementsystems mit allen folgenden Merkmalen: i. Bewertung des gesamten Energieverbrauchs und der gesamten Energieerzeugung der Fabrik ii. Ermittlung, Quantifizierung und Optimierung der Potenziale zur Rückgewinnung von Energie iii. Überwachung und Erhaltung der Gegebenheiten für einen optimierten Energieverbrauch	Allgemein anwendbar
b	Rückgewinnung von Energie durch Verbrennung von Abfällen und Rückständen aus der Zellstoff- und Papierproduktion mit einem hohen Anteil an organischen Bestandteilen und einem hohen Heizwert; in diesem Zusammenhang ist BVT 12 zu berücksichtigen.	Nur anwendbar, wenn bei der Zellstoff- und Papierproduktion anfallende Abfälle und Rückstände mit hohen Anteilen an organischen Bestandteilen und hohem Heizwert nicht recycelt oder wiederverwendet werden können.
c	Deckung des mit den Produktionsprozessen verbundenen Bedarfs an Dampf und Strom in größtmöglichem Umfang durch Kraft-Wärme-Kopplung (KWK)	Anwendbar für alle neuen Anlagen und für umfangreichere Modernisierungen von Energieanlagen; die Anwendbarkeit bei bestehenden Anlagen kann je nach Bauart der Fabrik und je nach verfügbarem Platz eingeschränkt sein.
d	Einsatz überschüssiger Wärme zum Trocknen von Biomasse und Schlamm, zur Erwärmung des Kesselspeisewassers und des Prozesswassers, zur Gebäudeheizung usw.	Die Anwendbarkeit dieser Technik kann eingeschränkt sein, wenn die Wärmequellen und die betreffenden Standorte weit voneinander entfernt sind.

	Technik	Anwendbarkeit
e	Einsatz von Thermokompressoren	Anwendbar bei neuen und bestehenden Anlagen für alle Papiersorten sowie bei Streichmaschinen, sofern Mitteldruck-Dampf verfügbar ist.
f	Isolierung der Anschlüsse von Dampf- und Kondensatleitungen	Allgemein anwendbar
g	Einsatz energieeffizienter Vakuumsysteme zum Entwässern	
h	Einsatz hocheffizienter Elektromotoren, -pumpen und -rührwerke	
i	Einsatz von Frequenzumrichtern für Lüfter, Kompressoren und Pumpen	
j	Anpassung des Dampfdrucks an den tatsächlichen Druckbedarf	

Beschreibung

Technik (c): Gleichzeitige Erzeugung von Wärme und Strom und/oder mechanischer Energie in einem einzigen Prozess (auch als Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) bezeichnet); bei KWK-Anlagen in der Zellstoff- und Papierindustrie werden gewöhnlich Dampf- und/oder Gasturbinen eingesetzt. Die Rentabilität (erzielbare Einsparungen und Amortisationszeit) hängt hauptsächlich von den Strom- und Brennstoffkosten ab.

8.1.5 Geruchsemissionen

Zu Emissionen übelriechender schwefelhaltiger Gase in Sulfat- und Sulfitzellstoff-Fabriken siehe prozessspezifische BVT in den Abschnitten 1.2.2 und 1.3.2.

BVT 7. Die BVT zur Vermeidung und zur Verringerung der Emission geruchsbehafteter Verbindungen aus Abwassersystemen besteht in der Anwendung einer Kombination der im Folgenden beschriebenen Techniken.

Technik	
I. Anwendbar zur Vermeidung von Gerüchen in Zusammenhang mit der Schließung von Wassersystemen	
a	Bei Papierfabriken sind Prozesse, Vorrats- und Wassertanks, Leitungen und Büten so auszulegen, dass längere Verweilzeiten, Totzonen oder Bereiche mit schlechter Durchmischung in Wasserkreisläufen und verbundenen Einheiten und somit die unkontrollierte Ablagerung bzw. das Faulen oder Zersetzen organischer und biologischer Bestandteile vermieden werden.
b	Einsatz von Bioziden, Dispergiermitteln oder Oxidationsmitteln (z. B. katalytische Desinfektion mit Wasserstoffperoxid) zur Bekämpfung von Gerüchen und des Wachstums von Bakterien, die Zersetzungsprozesse begünstigen.
c	Einrichtung integrierter Behandlungsprozesse („Nieren“) zur Reduzierung der Konzentration organischer Stoffe und entsprechend zur Verringerung möglicher Geruchsbelästigungen im Kreislaufwassersystem.
II. Anwendbar für Gerüche in Zusammenhang mit der Behandlung von Abwasser und Schlämmen, um zu vermeiden, dass Abwasser und Schlämme anaerob werden	
a	Einführung geschlossener Abwassersysteme mit kontrollierter Belüftung; in gewissen Fällen Einsatz von Chemikalien, um die Entstehung von Schwefelwasserstoff in Abwassersystemen zu verhindern bzw. um diesen zu oxidieren.
b	Vermeidung übermäßiger Belüftung der Ausgleichsbecken bei Aufrechterhaltung einer hinreichenden Durchmischung
c	Gewährleistung hinreichender Belüftungskapazität und geeigneter Durchmischung der Belüftungsbecken; regelmäßige Wartung des Belüftungssystems
d	Gewährleistung, dass am Nachklärbecken ein geeignetes System zur Schlammfassung und -rückführung eingesetzt wird.
e	Begrenzung der Aufenthaltszeit von Schlamm im Schlammbecken, indem der Schlamm kontinuierlich in Entwässerungsanlagen gefördert wird
f	Sicherstellen, dass Abwasser nicht länger als erforderlich im Ausgleichsbecken belassen wird und dass das Ausgleichsbecken aufnahmefähig ist
g	Wenn Schlamm Trockner eingesetzt werden, Behandlung der Abgase von thermischen Schlamm Trocknern durch Nasswäsche und/oder Biofiltration (z. B. durch Kompostfilter)
h	Vermeidung von Kühltürmen bei unbehandeltem Abwasser durch Einsatz von Plattenwärmeaustauschern

8.1.6 Überwachung wesentlicher Prozessparameter sowie der Emissionen in Gewässer und in die Luft

BVT 8. Die BVT besteht in der Überwachung der wesentlichen Prozessparameter entsprechend der folgenden Tabelle:

I. Überwachung wesentlicher Prozessparameter für Emissionen in die Luft	
Parameter	Häufigkeit der Überwachung
Bei Verbrennungsprozessen Druck, Temperatur, Sauerstoff, CO und Feuchtegehalt im Rauchgas	Kontinuierlich
II. Überwachung wesentlicher Prozessparameter für Emissionen in Gewässer	
Parameter	Häufigkeit der Überwachung
Wasserdurchfluss, Temperatur und pH-Wert	Kontinuierlich
P- und N-Gehalt von Biomasse, Schlammindex, überschüssiges Ammoniak und Orthophosphat des Abwassers; mikroskopische Untersuchungen der Biomasse	periodisch
Durchflussmenge und CH ₄ -Gehalt des Biogases aus der anaeroben Abwasserbehandlung	Kontinuierlich
H ₂ S- und CO ₂ -Gehalte des Biogases aus der anaeroben Abwasserbehandlung	periodisch

BVT 9. Die BVT besteht in der regelmäßigen Überwachung und Messung von Emissionen in die Luft, wie im Folgenden beschrieben, in der jeweils angegebenen Häufigkeit und unter Einhaltung der maßgeblichen EN-Normen. Wenn keine EN-Normen

verfügbar sind, besteht die BVT in der Anwendung von ISO-Normen bzw. von nationalen oder sonstigen internationalen Normen, die die Ermittlung von Daten in gleicher wissenschaftlicher Qualität gewährleisten.

	Parameter	Häufigkeit der Überwachung	Emissionsquelle	Bei der Überwachung beachten
a	NO _x und SO ₂	Kontinuierlich	Ablaugekessel	BVT 21 BVT 22 BVT 36 BVT 37
		Periodisch oder kontinuierlich	Kalkofen	BVT 24 BVT 26
		Periodisch oder kontinuierlich	Spezieller Brenner für nicht kondensierbare geruchsaktive Gase	BVT 28 BVT 29
b	Staub	Periodisch oder kontinuierlich	Ablaugekessel (Sulfatzellstoff) und Kalkofen	BVT 23 BVT 27
		Periodisch	Ablaugekessel (Sulfatzellstoff)	BVT 37
c	TRS (einschl. H ₂ S)	Kontinuierlich	Ablaugekessel	BVT 21
		Periodisch oder kontinuierlich	Kalkofen und spezieller Brenner für nicht kondensierbare Geruchsgase	BVT 24 BVT 25 BVT 28
		Periodisch	Diffuse Emissionen aus verschiedenen Quellen (Faserlinie, Tanks, Hackschnitzelsilos usw.) und Restschwachgase	BVT 11 BVT 20
d	NH ₃	Periodisch	Ablaugekessel mit SNCR	BVT 36

BVT 10. Die BVT besteht in der Überwachung von Emissionen in Gewässer, wie im Folgenden beschrieben, in der jeweils angegebenen Häufigkeit und unter Einhaltung maßgeblicher EN-Normen. Wenn keine EN-Normen verfügbar sind, besteht die BVT in der Anwendung von ISO-Normen bzw. von nationalen oder sonstigen internationalen Normen, die die Ermittlung von Daten in gleicher wissenschaftlicher Qualität gewährleisten.

	Parameter	Häufigkeit der Überwachung	Bei der Überwachung beachten
a	Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB) oder Gesamter organisch gebundener Kohlenstoff (TOC) ⁽¹⁾	Täglich ⁽²⁾ ⁽³⁾	BVT 19 BVT 33 BVT 40 BVT 45 BVT 50
b	BSB ₅ oder BSB ₇	Wöchentlich (einmal pro Woche)	
c	Abfiltrierbare Stoffe (AFS)	Täglich ⁽²⁾ ⁽³⁾	
d	Gesamtstickstoffgehalt	Wöchentlich (einmal pro Woche) ⁽²⁾	
e	Gesamtphosphorgehalt	Wöchentlich (einmal pro Woche) ⁽²⁾	
f	EDTA, DTPA ⁽⁴⁾	Monatlich (einmal pro Monat)	
g	Adsorbierbare organisch gebundene Halogene (AOX) (nach EN ISO 9562:2004) ⁽⁵⁾	Monatlich (einmal pro Monat)	BVT 19: gebleichter Sulfatzellstoff
		Einmal alle zwei Monate	BVT 33: außer bei TCF-Bleiche und bei der Herstellung von Neutralsulfit-Halbzellstoff. BVT 40: außer bei der Herstellung von CTMP und CMP BVT 45 BVT 50
h	Relevante Metalle (zum Beispiel Zn, Cu, Cd, Pb, Ni)	Einmal jährlich	

(¹) Aus wirtschaftlichen und ökologischen Gründen wird anstelle des chemischen Sauerstoffbedarfs (CSB) zunehmend der Gesamtgehalt an organisch gebundenem Kohlenstoff (TOC) gemessen. Wenn der TOC bereits als wesentlicher Prozessparameter erfasst wird, ist eine Messung des CSB nicht erforderlich. Allerdings sollte für die jeweilige Emissionsquelle und den betreffenden Schritt in der Abwasserbehandlung eine Korrelation zwischen diesen beiden Parametern ermittelt werden.

(²) Die Prüfung kann auch mit Schnelltests vorgenommen werden. Die Ergebnisse der Schnelltests sollten regelmäßig nach Maßgabe von EN-Normen überprüft werden (z. B. monatlich); wenn keine EN-Normen verfügbar sind, sollten ISO-Normen, nationale Normen oder sonstige internationale Normen zugrunde gelegt werden, die die Ermittlung von Daten in gleicher wissenschaftlicher Qualität gewährleisten.

(³) Für Fabriken, in denen weniger als sieben Tage pro Woche gearbeitet wird, kann die Häufigkeit der CSB- und der AFS-Kontrollen auf die Anzahl der tatsächlichen Produktionstage reduziert werden, oder der Zeitraum für die Probenahme kann auf 48 oder 72 Stunden ausgedehnt werden.

(⁴) Maßgeblich, wenn in einem Prozess EDTA oder DTPA (Komplexbildner) eingesetzt werden.

(⁵) Nicht anwendbar bei Fabriken, die Nachweise dafür vorlegen, dass weder AOX erzeugt noch AOX durch chemische Zusatzstoffe oder chemische Ausgangsmaterialien hinzugegeben werden.

BVT 11. Die BVT besteht in der regelmäßigen Überwachung und Bewertung des Gesamtgehalts an diffusen Emissionen reduzierter Schwefelverbindungen aus relevanten Quellen.

Beschreibung

Die Bewertung des Gesamtgehalts an diffusen Emissionen reduzierter Schwefelverbindungen kann durch periodische Messung und die Bewertung diffuser Emissionen aus verschiedenen Quellen (zum Beispiel aus der Faserlinie, aus Tanks, Hackschnittsilos usw.) durch direkte Messung erfolgen.

8.1.7 Abfallwirtschaft

BVT 12. Die BVT zur Reduzierung der zu entsorgenden Abfallmengen besteht in der Einführung eines Abfallbeurteilungs- (einschließlich Bestandsaufnahme der Abfälle) und Abfallmanagementsystems, um die Wiederverwendung von Abfällen bzw., wenn eine Wiederverwendung nicht möglich sein sollte, das Recycling von Abfällen und, wenn auch

dies nicht möglich sein sollte, die „anderweitige Verwertung“ von Abfällen unter Kombination der im Folgenden beschriebenen Techniken zu erleichtern.

	Technik	Beschreibung	Anwendbarkeit
a	Getrennte Sammlung verschiedener Abfallfraktionen (einschließlich Trennung und Einstufung gefährlicher Abfälle)	Siehe Abschnitt 1.7.3.	Allgemein anwendbar.
b	Mischung geeigneter Rückstandsfraktionen zur Erzielung von Gemischen, die besser verwendet werden können		Allgemein anwendbar.
c	Vorbehandlung von Prozessrückständen vor der Wiederverwendung bzw. vor dem Recycling		Allgemein anwendbar.
d	Stoffliche Rückgewinnung oder Recycling von Prozessrückständen am Standort		Allgemein anwendbar.
e	Energetische Verwertung von Abfällen mit hohem Gehalt an organischen Bestandteilen am oder außerhalb des Standortes		Bei Verwendung an einem anderen Standort hängt die Anwendbarkeit von der Verfügbarkeit eines geeigneten Dritten ab.
f	Stoffliche Verwendung an einem anderen Standort		Je nach Verfügbarkeit eines Dritten.
g	Vorbehandlung des Abfalls vor der Entsorgung		Allgemein anwendbar.

8.1.8 Emissionen in Gewässer

Weitere Informationen zur Behandlung des Abwassers von Zellstoff- und Papierfabriken und zu prozessspezifischen BVT-assozierten Emissionswerten sind den Abschnitten 1.2 bis 1.6 zu entnehmen.

BVT 13. Die BVT zur Reduzierung des Nährstoffeintrags (Stickstoff und Phosphor) in aufnehmende Gewässer besteht darin, chemische Zusatzstoffe mit hohen Stickstoff- und Phosphorgehalten durch Zusatzstoffe mit niedrigen Stickstoff- und Phosphorgehalten zu ersetzen.

Anwendbarkeit

Anwendbar, wenn der Stickstoffgehalt der chemischen Zusätze nicht bioverfügbar ist (d. h. wenn er in der biologischen Behandlung nicht als Nährstoff dienen kann) oder wenn ein Nährstoffüberschuss gegeben ist.

BVT 14. Die BVT zur Reduzierung der Emission von Schadstoffen in aufnehmende Gewässer besteht in der Anwendung aller folgenden Techniken.

	Technik	Beschreibung
a	Vorklärung (physikalisch-chemische Behandlung)	Siehe Abschnitt 1.7.2.2.
b	Zweite Reinigungsstufe (biologische Behandlung) ⁽¹⁾	
⁽¹⁾ Nicht anwendbar bei Anlagen, bei denen nach der Vorklärung nur noch ein sehr geringer Anteil biologischer Bestandteile im Abwasser verbleibt (z. B. bei einigen Papierfabriken zur Herstellung von Spezialpapieren).		

BVT 15. Wenn eine weitere Entfernung organischer Stoffe oder von Stickstoff oder Phosphor erforderlich ist, besteht die BVT in einer in Abschnitt 8.7.2.2 beschriebenen dritten Reinigungsstufe.

BVT 16. Die BVT zur Reduzierung der Emission von Schadstoffen aus Anlagen zur biologischen Abwasserbehandlung in aufnehmende Gewässer besteht in der Anwendung aller folgenden Techniken.

Technik	
a	Geeignete Dimensionierung und geeigneter Betrieb der Anlage zur biologischen Behandlung
b	Regelmäßige Kontrolle der aktiven Biomasse
c	Anpassung der Nährstoffzufuhr (Stickstoff und Phosphor) an den tatsächlichen Bedarf der aktiven Biomasse

8.1.9 Lärmemissionen

BVT 17. Die BVT zur Reduzierung der Lärmemissionen bei der Zellstoff- und Papierherstellung besteht in einer Kombination der folgenden Techniken.

	Technik	Beschreibung	Anwendbarkeit
a	Programm zur Verringerung der Lärmbelastung	Ein Programm zur Verringerung der Lärmbelastung beinhaltet die Ermittlung der Lärmquellen und der betroffenen Bereiche sowie Berechnungen und Messungen der Lärmpegel, um die Lärmquellen den Lärmpegeln entsprechend einzustufen; das Programm umfasst auch die Ermittlung der kostenwirksamsten Kombination von Techniken, deren Umsetzung und Überwachung.	Allgemein anwendbar.
b	Strategische Planung der Standorte von Ausrüstungen, Anlagen und Gebäuden	Lärmpegel können reduziert werden, indem der Abstand zwischen Lärmquelle und Lärmempfänger erhöht wird und indem Gebäude als Schallschutz genutzt werden.	Allgemein anwendbar bei neuen Anlagen; bei bestehenden Anlagen sind die Möglichkeiten zur Änderung des Standortes von Einzelaggregaten und Produktionsanlagen unter Umständen aus Platz- oder Kostengründen eingeschränkt.
c	Betriebs- und Managementverfahren bei Gebäuden, in denen sich laute Einzelaggregate befinden	Folgende Verfahren kommen in Betracht: <ul style="list-style-type: none"> • Verbesserte Inspektion und Wartung von Aggregaten, um Ausfälle zu verhindern • Schließen von Türen und Fenstern in geschlossenen Räumen • Betrieb der Aggregate durch erfahrenes Personal • Vermeidung von Tätigkeiten mit hoher Lärmemission in den Nachtstunden • Vorkehrungen zur Lärmkontrolle bei Wartungsmaßnahmen 	Allgemein anwendbar.
d	Kapselung von Aggregaten und Anlagen mit hohen Lärmemissionen	Kapselung von Aggregaten mit hohen Lärmemissionen (z. B. Holzverarbeitung, hydraulische Anlagen und Kompressoren) in getrennten Einrichtungen (z. B. Gebäude oder Schallschutzschränke), die mit schallabsorbierendem Material ausgekleidet sind.	

	Technik	Beschreibung	Anwendbarkeit
e	Verwendung von leiseren Aggregaten und von Schalldämpfern für Aggregate und Leitungsrohre	Aggregaten und von Schalldämpfern für	
f	Vibrationsisolierung	Vibrationsisolierung von Maschinen und entkoppelte Anordnung von Lärmquellen und potenziell schwingenden Bauteilen.	
g	Schallschutz in Gebäuden	In Betracht kommen: <ul style="list-style-type: none"> • schallabsorbierende Materialien in Wänden und Decken • schallisolierende Türen • Fenster mit Doppelverglasung 	
h	Lärmverminderung	Die Ausbreitung von Lärm kann durch Hindernisse zwischen Lärmquelle und Lärmempfänger verringert werden. Geeignete Hindernisse sind z. B. Schutzwände, Böschungen und Gebäude. Geeignete Techniken zur Lärminderung sind z. B. der Einbau von Schalldämpfern und Dämmungen in Aggregaten mit hohen Lärmemissionen (etwa beim Ablassen von Dampf oder bei der Lüftungsöffnung von Trocknungsanlagen).	Allgemein anwendbar bei neuen Anlagen; bei bestehenden Anlagen können die Möglichkeiten zur Einrichtung von Schallschutzbarrieren aus Platzgründen eingeschränkt sein.
i	Einsatz größerer Holzverarbeitungsmaschinen zur Verkürzung der Zeiträume, in denen das Material angehoben und transportiert wird und in denen Langholz auf Lagerplätze oder Vorschubtische fällt.		Allgemein anwendbar.
j	Verbesserte Arbeitsverfahren, z. B. Langholz aus einer geringeren Höhe auf den Lagerplatz oder den Vorschubtisch fallen lassen; unmittelbare Rückmeldung der Arbeiter über den Lärmpegel.		

8.1.10 Stilllegung

BVT 18. Die BVT zur Vermeidung von Verschmutzungsrisiken bei der Stilllegung einer Anlage besteht in der Verwendung der im Folgenden beschriebenen allgemeinen Techniken.

	Technik
a	Sicherstellen, dass unterirdische Behälter und Rohrleitungen entweder bereits bei der Auslegung einer Anlage vermieden oder aber so angeordnet werden, dass die Lage bzw. Führung gut bekannt und dokumentiert ist.
b	Erstellung von Anweisungen zur Entleerung von Prozessausrüstungen, Behältern und Rohrleitungen.
c	Sicherstellen, dass die Anlage nach dem Herunterfahren sauber hinterlassen wird, z. B. durch Reinigung und Renaturierung des Betriebsgeländes; die natürlichen Bodenfunktionen sollen möglichst erhalten werden.
d	Einsatz eines Überwachungsprogramms insbesondere zur Überwachung des Grundwassers, um mögliche künftige Auswirkungen auf das Betriebsgelände oder auf benachbarte Gebiete erkennen zu können.
e	Entwicklung und Aufrechterhaltung eines Plans zur Stilllegung oder Außerbetriebnahme eines Betriebsgeländes ausgehend von einer Risikoanalyse; im Plan sollten die Tätigkeiten zur Stilllegung transparent und unter Berücksichtigung der maßgeblichen spezifischen lokalen Bedingungen beschrieben werden.

8.2 BVT-Schlussfolgerungen für den Sulfatzellstoffprozess

Bei integrierten Fabriken zur Herstellung von Sulfatzellstoff und Papier sind ergänzend zu den BVT-Schlussfolgerungen in diesem Abschnitt die prozessspezifischen BVT-Schlussfolgerungen aus Abschnitt 1.6 anzuwenden.

8.2.1 Abwasser und Emissionen in Gewässer

BVT 19. Die BVT zur Reduzierung der Emission von Schadstoffen aus einer Fabrik in aufnehmende Gewässer besteht im Einsatz des TCF oder der fortschrittlichen ECF-Bleiche (siehe Beschreibung in Abschnitt 8.7.2.1) und in einer geeigneten Kombination der in den Abschnitten BVT 13, BVT 14, BVT 15 und BVT 16 beschriebenen Verfahren sowie der im Folgenden erläuterten Techniken.

	Technik	Beschreibung	Anwendbarkeit
a	Modifizierte Kochung vor der Bleiche	Siehe Abschnitt 1.7.2.1.	Allgemein anwendbar.
b	Sauerstoff-Delignifizierung vor der Bleiche		
c	Sortieren des ungewaschenen Zellstoffs im geschlossenen Kreislauf und wirksame Braunstoffwäsche		
d	Teilweises Recycling des Prozesswassers in der Bleichanlage		Die Möglichkeit eines Wasser-Recyclings kann durch Verkrustungen im Bleichprozess eingeschränkt sein.
e	Wirksames Leckageüberwachungs- und Rückhaltesystem mit geeignetem Rückgewinnungssystem		Allgemein anwendbar.
f	Vorhalten ausreichender Kapazität in der Schwarzlaugeneindampfanlage und dem Ablaugekessel zur Aufnahme von Spitzenlasten		Allgemein anwendbar.
g	Strippung und Wiederverwendung der Kondensate im Prozess		

Mit den BVT assoziierte Emissionswerte

Siehe Tabelle 1 und Tabelle 2; diese BVT-assozierten Emissionswerte sind nicht auf Fabriken zur Herstellung von Chemiezellstoff im Sulfatverfahren anwendbar.

Die Referenz-Abwassermenge bei Sulfatzellstoff-Fabriken ist BVT 5 zu entnehmen.

Tabelle 1: BVT-assozierte Emissionswerte für die direkte Einleitung von Abwasser aus einer Fabrik zur Herstellung von gebleichtem Sulfatzellstoff in aufnehmende Gewässer

Parameter	Jahresmittelwert kg/Tonne lutro ⁽¹⁾
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)	7 – 20
Abfiltrierbare Stoffe (AFS)	0,3 – 1,5
Gesamtstickstoffgehalt	0,05 – 0,25 ⁽²⁾
Gesamtphosphorgehalt	0,01 – 0,03 ⁽²⁾ Eukalyptus: 0,02 – 0,11 kg/Tonne lutro ⁽³⁾
Adsorbierbare organisch gebundene Halogene (AOX) ⁽⁴⁾ ⁽⁵⁾	0 – 0,2
⁽¹⁾ Die BVT-assoziierten Emissionswerte beziehen sich auf die Herstellung von Marktzellstoff und auf die Zellstoffproduktion in integrierten Fabriken. (Emissionen aus der Papierherstellung wurden nicht berücksichtigt.) ⁽²⁾ Bei einer kompakten Anlage zur biologischen Abwasserbehandlung können sich etwas höhere Emissionswerte ergeben. ⁽³⁾ Die höheren Werte im angegebenen Bereich gelten für Fabriken, in denen Eukalyptus aus Regionen mit höherem Phosphorgehalt (z. B. Iberischer Eukalyptus) verwendet wird. ⁽⁴⁾ Anwendbar bei Fabriken, in denen Bleichchemikalien auf Chlorbasis eingesetzt werden. ⁽⁵⁾ Für Fabriken, in denen Zellstoff mit hoher Festigkeit, Steifheit und Reinheit hergestellt wird (z. B. für Getränkekarton und leichtes gestrichenes Papier), können die Emissionen adsorbierbarer organisch gebundener Halogene (AOX) bis zu 0,25 kg/Tonne lutro betragen.	

Tabelle 2: BVT-assoziierte Emissionswerte für die direkte Einleitung von Abwasser aus einer Fabrik zur Herstellung von ungebleichtem Sulfatzellstoff in aufnehmende Gewässer

Parameter	Jahresmittelwert kg/Tonne lutro ⁽¹⁾
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)	2,5 – 8
Abfiltrierbare Stoffe (AFS)	0,3 – 1,0
Gesamtstickstoffgehalt	0,1 – 0,2 ⁽²⁾
Gesamtphosphorgehalt	0,01 – 0,02 ⁽²⁾
⁽¹⁾ Die BVT-assoziierten Emissionswerte beziehen sich auf die Herstellung von Marktzellstoff und auf die Zellstoffproduktion in integrierten Fabriken. (Emissionen aus der Papierherstellung wurden nicht berücksichtigt.) ⁽²⁾ Bei einer kompakten Anlage zur biologischen Abwasserbehandlung können sich etwas höhere Emissionswerte ergeben.	

Das behandelte Abwasser sollte eine geringe BSB-Konzentration aufweisen (etwa 25 mg/l bei einer 24-Stunden Mischprobe).

8.2.2 Emissionen in die Luft

8.2.2.1 Reduzierung der Emissionen von Stark- und Schwachgasen

BVT 20. Die BVT zur Reduzierung der Geruchsemissionen und der TRS-Emissionen durch Stark- und Schwachgase besteht in der Vermeidung diffuser Emissionen durch Erfassen aller schwefelhaltigen Prozessabgase einschließlich aller Entlüftungen mit schwefelhaltigen Emissionen durch Einsatz aller im Folgenden beschriebenen Techniken.

	Technik	Beschreibung
a		Systeme zur Erfassung von Stark- und Schwachgasen mit folgenden Vorrichtungen: <ul style="list-style-type: none"> • Abdeckungen, Abzugshauben, Leitungen und Absaugsysteme mit ausreichender Kapazität; • System zur kontinuierlichen Leckageerkennung; • Sicherheitsmaßnahmen und -ausrüstung.
b	Verbrennung nicht kondensierbarer Stark- und Schwachgase	Die Verbrennung kann durchgeführt werden in : <ul style="list-style-type: none"> • Ablaugekessel, • Kalköfen⁽¹⁾, • TRS-Brenner mit Nasswäscher zur SO_x-Abscheidung oder • Kesselanlage zur Energiegewinnung ⁽²⁾. Um die konstante Verbrennung geruchsbehafteter Starkgase zu gewährleisten, werden Ersatzsysteme eingerichtet. Kalköfen können als Ersatz für Ablaugekessel dienen; außerdem kommen Fackelanlagen und Hilfsdampfkessel („Kompakt-Dampfkessel“) als Ersatzrüstung in Betracht.
c		Führen von Aufzeichnungen über Zeiten, in denen das Verbrennungssystem nicht verfügbar ist, und über die entsprechenden freigesetzten Emissionen. ⁽³⁾
⁽¹⁾ Die SO _x -Emissionen der Kalköfen erhöhen sich beträchtlich, wenn nicht kondensierbare Starkgase in die Öfen geleitet und keine alkalischen Wäscher verwendet werden. ⁽²⁾ Anwendbar bei der Behandlung von Schwachgasen. ⁽³⁾ Anwendbar bei der Behandlung von Starkgasen.		

Anwendbarkeit

Allgemein anwendbar bei neuen Anlagen und bei umfangreicheren Modernisierungen bestehender Anlagen; der Einbau der erforderlichen Ausrüstung kann bei bestehenden Anlagen je nach Bauart und Platzverhältnissen schwierig sein. Aus Sicherheitsgründen ist der Einsatz von Verbrennungsanlagen nicht uneingeschränkt möglich. In diesen Fällen könnten Nasswäscher zur Anwendung kommen.

Die **BVT-assozierten Emissionswerte** für den TRS-Gehalt von Restschwachgasen liegen im Bereich von 0,05 – 0,2 kg S/Tonne lutro.

8.2.2.2 Reduzierung der Emissionen aus Ablaugekesseln

SO₂- und TRS-Emissionen

BVT 21. Die BVT zur Reduzierung von SO₂- und TRS-Emissionen aus Ablaugekesseln besteht aus einer Kombination der folgenden Techniken.

	Technik	Beschreibung
a	Erhöhung des Trockengehalts der Schwarzlauge	Die Schwarzlauge kann vor dem Verbrennen durch einen Eindampfprozess eingedickt werden.
b	Optimierte Feuerung	Die Feuerungsbedingungen können z. B. durch eine gute Mischung von Luft und Brennstoff oder durch geeignete Kontrolle der Lastbedingungen verbessert werden.
c	Nasswäscher	Siehe Abschnitt 8.7.1.3.

Mit den BVT assoziierte Emissionswerte

Siehe Tabelle 3.

Tabelle 3: BVT-assozierte Emissionswerte für SO₂- und TRS-Emissionen aus einem Ablaugekessel

Parameter		Tagesmittelwert ⁽¹⁾⁽²⁾ mg/Nm ³ bei 6 % O ₂	Jahresmittelwert ⁽¹⁾ mg/Nm ³ bei 6 % O ₂	Jahresmittelwert ⁽¹⁾ kg S/Tonne lutro
SO ₂	DS < 75 %	10 – 70	5 – 50	–
	DS 75 – 83 % ⁽³⁾	10 – 50	5 – 25	–
TRS-Gehalt (gesamte reduzierte Schwefelverbindungen)		1 – 10 ⁽⁴⁾	1 – 5	–
Gasförmige Schwefelverbindungen (TRS-S + SO₂-S)	DS < 75 %	–	–	0,03 – 0,17
	DS 75 – 83 % ⁽³⁾			0,03 – 0,13
⁽¹⁾ Eine Erhöhung des Trockengehalts der Schwarzlauge führt zu geringeren SO ₂ -Emissionen und höheren NO _x -Emissionen. Daher können bei Ablaugekesseln mit niedrigen SO ₂ -Emissionen höhere NO _x -Emissionen auftreten und umgekehrt. ⁽²⁾ Die BVT-assozierten Emissionswerte beziehen sich nicht auf Zeiträume, in denen der Ablaugekessel mit einem deutlich geringeren Trockengehalt als normal betrieben wird, weil die Anlage zum Eindicken der Schwarzlauge heruntergefahren oder gewartet wurde. ⁽³⁾ Wenn in einem Ablaugekessel Schwarzlauge mit einem Trockengehalt > 83 % verbrannt werden soll, sollten die SO ₂ -Emissionen und die Emissionen gasförmiger Schwefelverbindungen im Einzelfall geprüft werden. ⁽⁴⁾ Die Werte in diesem Bereich gelten für den Betrieb ohne die Verbrennung von Starkgasen. DS (<i>Dry Solids</i>); Trockengehalt der Schwarzlauge.				

NO_x-Emissionen

BVT 22. Die BVT zur Reduzierung der NO_x-Emissionen aus Ablaugekesseln besteht im Einsatz eines optimierten Feuerungssystems mit allen folgenden Merkmalen:

	Technik
a	Elektronische Verbrennungsregelung
b	Gute Mischung von Brennstoff und Luft
c	Systeme mit gestufter Luftzufuhr, z. B. durch getrennte Luftregister und getrennte Lufteinlässe

Anwendbarkeit

Technik (c) ist bei neuen Ablaugekesseln und bei umfangreicheren Modernisierungen vorhandener Ablaugekessel anwendbar, da diese Technik erhebliche Änderungen an den Luftzufuhrsystemen und dem Feuerraum erfordert.

Mit den BVT assoziierte Emissionswerte

Siehe Tabelle 4.

Tabelle 4: BVT-assozierte Emissionswerte für NO_x-Emissionen aus einem Ablaugekessel

Parameter		Jahresmittelwert ⁽¹⁾ mg/Nm ³ bei 6 % O ₂	Jahresmittelwert ⁽¹⁾ kg NO _x /Tonne lutro
NO _x	Weichholz	120 – 200 ⁽²⁾	DS < 75 %: 0,8 – 1,4 DS 75 – 83 % ⁽³⁾ : 1,0 – 1,6
	Hartholz	120 – 200 ⁽²⁾	DS < 75 %: 0,8 – 1,4 DS 75 – 83 % ⁽³⁾ : 1,0 – 1,7
⁽¹⁾ Eine Erhöhung des Trockengehalts der Schwarzlauge führt zu geringeren SO ₂ -Emissionen und höheren NO _x -Emissionen. Daher können bei Ablaugekesseln mit niedrigen SO ₂ -Emissionen höhere NO _x -Emissionen auftreten und umgekehrt. ⁽²⁾ Die tatsächlichen NO _x -Emissionen eines Ablaugekessels hängen vom Trockengehalt und vom Stickstoffgehalt der Schwarzlauge sowie vom Anteil und von der Kombination der verbrannten nicht kondensierbaren Geruchsgase und der sonstigen stickstoffhaltigen Ströme ab (z.B. Gase aus dem Auflösetank, aus dem Kondensat abgeschiedenes Methanol, Bioschlamm). Je höher der Trockengehalt, der Stickstoffgehalt der Schwarzlauge und der Anteil an nicht kondensierbaren Geruchsgasen und sonstigen verbrannten stickstoffhaltigen Strömen, desto eher werden die Emissionswerte im oberen Bereich der BVT-assozierten Emissionswerte liegen. ⁽³⁾ Wenn in einem Ablaugekessel Schwarzlauge mit einem Trockengehalt > 83 % verbrannt werden soll, sollten die NO ₂ -Emissionen im Einzelfall geprüft werden. DS (<i>Dry Solids</i>); Trockengehalt der Schwarzlauge.			

Staubemissionen

BVT 23. Die BVT zur Reduzierung von Staubemissionen aus einem Ablaugekessel besteht im Einsatz eines Elektrofilters (ESP = *Electrostatic Precipitator*) oder der Kombination eines ESP mit einem Nasswäscher.

Beschreibung

Siehe Abschnitt 1.7.1.1.

Mit den BVT assoziierte Emissionswerte

Siehe Tabelle 5.

Tabelle 5: BVT-assoziierte Emissionswerte für Staubemissionen aus einem Ablaugekessel

Parameter	Entstaubungssystem	Jahresmittelwert mg/Nm ³ bei 6 % O ₂	Jahresmittelwert kg Staub/Tonne lutro
Staub	Neu oder umfangreich modernisiert	10 – 25	0,02 – 0,20
	Bestehend	10 – 40 ⁽¹⁾	0,02 – 0,3 ⁽¹⁾

⁽¹⁾ Bei einem bestehenden Ablaugekessel mit Elektrofilter können die Emissionswerte gegen Ende der Betriebslebensdauer des Filters auf bis zu 50 mg/Nm³ (entspricht 0,4 kg/Tonne lutro) ansteigen.

8.2.2.3 Reduzierung der Emissionen aus Kalköfen

SO₂-Emissionen

BVT 24. Die BVT zur Reduzierung von SO₂-Emissionen aus Kalköfen besteht im Einsatz einer der folgenden Techniken oder in einer Kombination der folgenden Techniken.

	Technik	Beschreibung
a	Brennstoffauswahl/Brennstoffe mit niedrigem Schwefelgehalt	Siehe Abschnitt 1.7.1.3.
b	Begrenzung der Verbrennung von schwefelhaltigen Starkgasen in den Kalköfen	
c	Kontrolle des Na ₂ S-Gehalts der Kalkschlammzufuhr	
d	Einsatz eines alkalischen Wäschers	

Mit den BVT assoziierte Emissionswerte

Siehe Tabelle 6.

Tabelle 6: BVT-assoziierte Emissionswerte für SO₂- und Schwefelemissionen aus einem Kalkofen

Parameter ⁽¹⁾	Jahresmittelwert mg SO ₂ /Nm ³ bei 6 % O ₂	Jahresmittelwert kg S/Tonne lutro
SO ₂ , wenn im Kalkofen keine Starkgase verbrannt werden	5 – 70	–
SO ₂ , wenn im Kalkofen Starkgase verbrannt werden	55 – 120	–
Gasförmige Schwefelverbindungen (TRS-S + SO ₂ -S), wenn im Kalkofen keine Starkgase verbrannt werden	–	0,005 – 0,07
Gasförmige Schwefelverbindungen (TRS-S + SO ₂ -S), wenn im Kalkofen Starkgase verbrannt werden	–	0,055 – 0,12

⁽¹⁾ Zu „Starkgasen“ werden auch Methanol und Terpentin gerechnet.

TRS-Emissionen

BVT 25. Die BVT zur Reduzierung von TRS-Emissionen aus Kalköfen besteht im Einsatz einer der folgenden Techniken oder in einer Kombination der folgenden Techniken.

	Technik	Beschreibung
a	Kontrolle des überschüssigen Sauerstoffgehaltes	Siehe Abschnitt 1.7.1.3.
b	Kontrolle des Na ₂ S-Gehalts der Kalkschlammzufuhr	
c	Kombination eines Elektrofilters mit einem alkalischen Wäscher	Siehe Abschnitt 1.7.1.1.

Mit den BVT assoziierte Emissionswerte

Siehe Tabelle 7.

Tabelle 7: BVT-assoziierte Emissionswerte für TRS-Emissionen aus einem Kalkofen

Parameter	Jahresmittelwert mg S/Nm ³ bei 6 % O ₂
TRS-Gehalt (gesamte reduzierte Schwefelverbindungen)	< 1 – 10 ⁽¹⁾
⁽¹⁾ Wenn in Kalköfen Starkgase verbrannt werden (u. a. Methanol und Terpentin), können die höheren assoziierten Emissionswerte bis zu 40 mg/Nm ³ betragen.	

NO_x-Emissionen

BVT 26. Die BVT zur Reduzierung von NO_x-Emissionen aus Kalköfen besteht aus einer Kombination der folgenden Techniken.

	Technik	Beschreibung
a	Optimierte Verbrennung und Verbrennungsregelung	Siehe Abschnitt 1.7.1.2.
b	Gute Mischung von Brennstoff und Luft	
c	Brenner mit niedrigen NO _x -Emissionen (<i>Low-NO_x Burner</i>)	
d	Brennstoffauswahl/Brennstoffe mit niedrigem Stickstoffgehalt	

Mit den BVT assoziierte Emissionswerte

Siehe Tabelle 8.

Tabelle 8: BVT-assoziierte Emissionswerte für NO_x-Emissionen aus einem Kalkofen

Parameter	Jahresmittelwert mg/Nm ³ bei 6 % O ₂	Jahresmittelwert kg NO _x /Tonne lutro
NO _x	Flüssige Brennstoffe	100 – 200 ⁽¹⁾
	Gasförmige Brennstoffe	100 – 350 ⁽²⁾
⁽¹⁾ Wenn flüssige Brennstoffe pflanzlichen Ursprungs (z. B. Terpentin, Methanol oder Tallöl), einschließlich solcher, die als Nebenprodukte beim Zellstoffaufschluss anfallen, eingesetzt werden, können Emissionen bis zu 350 mg/Nm ³ (entspricht 0,35 kg NO _x /Tonne lutro) auftreten.		
⁽²⁾ Wenn gasförmige Brennstoffe pflanzlichen Ursprungs (z. B. nicht kondensierbare Gase), einschließlich solcher, die als Nebenprodukte beim Aufschließen des Zellstoffs anfallen, eingesetzt werden, können Emissionen bis zu 450 mg/Nm ³ (entspricht 0,45 kg NO _x /Tonne lutro) auftreten.		

Staubemissionen

BVT 27. Die BVT zur Reduzierung von Staubemissionen aus Kalköfen besteht im Einsatz eines Elektrofilters (ESP, *Electrostatic Precipitator*) oder der Kombination eines ESP mit einem Nasswäscher.

Beschreibung

Siehe Abschnitt 8.7.1.1.

Mit den BVT assoziierte Emissionswerte

Siehe Tabelle 9.

Tabelle 9: BVT-assoziierte Emissionswerte für Staubemissionen aus einem Kalkofen

Parameter	Entstaubungssystem	Jahresmittelwert mg/Nm ³ bei 6 % O ₂	Jahresmittelwert kg Staub/Tonne lutro
Staub	Neu oder umfangreich modernisiert	10 – 25	0,005 – 0,02
	Bestehend	10 – 30 ⁽¹⁾	0,005 – 0,03 ⁽¹⁾

⁽¹⁾ Bei einem vorhandenen Kalkofen mit Elektrofilter können die Emissionswerte gegen Ende der Betriebslebensdauer des Filters auf bis zu 50 mg/Nm³ (entspricht 0,05 kg/Tonne lutro) ansteigen.

8.2.2.4 Reduzierung der Emissionen aus einem Brenner für Starkgase (Geruchsgaskessel)

BVT 28. Die BVT zur Reduzierung von SO₂-Emissionen bei der Verbrennung von Starkgasen in einem Geruchsgaskessel besteht im Einsatz eines alkalischen SO₂-Wäschers.

Mit den BVT assoziierte Emissionswerte
Siehe Tabelle 10.

Tabelle 10: BVT-assozierte Emissionswerte für SO₂- und TRS-Emissionen bei der Verbrennung von Starkgasen in einem Geruchsgaskessel

Parameter	Jahresmittelwert mg/Nm ³ bei 9 % O ₂	Jahresmittelwert kg S/Tonne lutro
SO ₂	20 – 120	-
TRS	1 – 5	
Gasförmige Schwefelverbindungen (TRS-S + SO ₂ -S)	-	0,002 – 0,05 ⁽¹⁾

⁽¹⁾ Dieser BVT-assozierte Emissionswert basiert auf einem Abgasvolumenstrom von 100 – 200 Nm³/Tonne lutro.

BVT 29. Die BVT zur Reduzierung von NO_x-Emissionen aus der Verbrennung von Starkgasen in einem Geruchsgaskessel besteht im Einsatz einer der folgenden Techniken oder in einer Kombination der folgenden Techniken.

	Technik	Beschreibung	Anwendbarkeit
a	Optimieren des Brenners/ der Feuerung	Siehe Abschnitt 8.7.1.2.	Allgemein anwendbar.
b	Gestufte Verbrennung	Siehe Abschnitt 8.7.1.2.	Allgemein anwendbar bei neuen Anlagen und umfangreicheren Modernisierungen; bei bestehenden Fabriken nur dann anwendbar, wenn die Platzverhältnisse den Einbau der Ausrüstung zulassen.

Mit den BVT assoziierte Emissionswerte
Siehe Tabelle 11.

Tabelle 11: BVT-assozierte Emissionswerte für NO_x-Emissionen bei der Verbrennung von Starkgasen in einem Geruchsgaskessel

Parameter	Jahresmittelwert mg/Nm ³ bei 9 % O ₂	Jahresmittelwert kg NO _x /Tonne lutro
NO _x	50 – 400 ⁽¹⁾	0,01 – 0,1 ⁽¹⁾

⁽¹⁾ Wenn die Umstellung bestehender Anlagen auf eine gestufte Verbrennung nicht machbar ist, können Emissionswerte bis zu 1 000 mg/Nm³ (entspricht 0,2 kg/Tonne lutro) auftreten.

8.2.3 Abfallaufkommen

BVT 30. Die BVT zur Vermeidung von Abfall und zur Minimierung zu beseitigender fester Abfälle besteht in der Rückführung von Staub aus dem Elektrofilter des Ablaugekessels in den Prozess.

Anwendbarkeit

Die Rückführung von Staub kann durch prozessfremde Inhaltsstoffe im Staub eingeschränkt werden.

8.2.4 Energieverbrauch und -effizienz

BVT 31. Die BVT zur Reduzierung des Verbrauchs an Wärmeenergie (Dampf), zur bestmöglichen Verwertung der eingesetzten Energieträger und zur Verringerung des Stromverbrauchs besteht in der Anwendung einer Kombination der folgenden Techniken.

	Technik
a	Hohe Trockensubstanzgehalte der Rinde durch Einsatz wirksamer Pressen oder durch Trocknung
b	Hocheffiziente Dampfkessel, z. B. mit niedrigen Rauchgastemperaturen
c	Wirksame sekundäre Heizsysteme
d	Schließen von Wasserkreisläufen, u. a. in der Bleichanlage
e	Hohe Faserkonzentration (Technik mit mittlerer oder hoher Stoffdichte)
f	Hocheffiziente Verdampfungsanlagen
g	Wärmerückgewinnung aus Auflösebehältern z. B. durch Abgaswäscher
h	Rückgewinnung und Nutzung von Niedertemperaturwärme in Abwasserströmen und sonstigen Abwärmequellen zur Beheizung von Gebäuden, Kesselspeisewasser und Prozesswasser
i	Angemessene Nutzung von Sekundärwärme und Sekundärkondensaten
j	Überwachung und Regelung von Prozessen mit fortschrittlichen Steuerungssystemen
k	Optimierung des integrierten Wärmetauschernetzes
l	Wärmerückgewinnung aus dem Rauchgas des Ablaugekessels zwischen dem Elektrofilter und dem Lüfter
m	Sicherstellung möglichst hoher Stoffdichte durch Sortierung und Reinigung
n	Regelung der Drehzahl verschiedener großer Motoren
o	Einsatz wirksamer Vakuumpumpen
P	Geeignete Dimensionierung von Leitungen, Pumpen und Gebläsen
q	Optimierte Pegelstände der Behälter

BVT 32. Die BVT zur Verbesserung der Effizienz der Stromerzeugung besteht in der Anwendung einer Kombination der folgenden Techniken.

	Technik
a	Hoher Trockensubstanzgehalt der Schwarzlauge (erhöht den Wirkungsgrad des Kessels, der Dampferzeugung und damit auch der Stromerzeugung)
b	Betrieb des Ablaugekessels mit hohen Druck- und Temperaturwerten; bei neuen Ablaugekesseln kann der Druck mindestens 100 bar und die Temperatur mindestens 510 °C betragen.
c	Dampfdruck am Auslass der Gegendruckturbine so niedrig wie technisch machbar
d	Kondensationsturbine zur Stromerzeugung aus überschüssigem Dampf
e	Hoher Wirkungsgrad der Turbinen
f	Vorheizung des Speisewassers fast bis zur Siedetemperatur
g	Vorheizung der Verbrennungsluft und des in die Kessel zuzuführenden Brennstoffs

8.3 BVT-Schlussfolgerungen für den Sulfitzellstoffprozess

Bei integrierten Fabriken zur Herstellung von Sulfitzellstoff und Papier sind ergänzend zu den BVT-Schlussfolgerungen in diesem Abschnitt die prozessspezifischen BVT-Schlussfolgerungen aus Abschnitt 1.6 anzuwenden.

8.3.1 Abwasser und Emissionen in Gewässer

BVT 33. Die BVT zur Vermeidung und Verringerung von Schadstoffemissionen aus einer Fabrik in aufnehmende Gewässer besteht in der Anwendung einer geeigneten Kombination der Techniken in BVT 13, BVT 14, BVT 15 und BVT 16 und der im Folgenden beschriebenen Techniken.

	Technik	Beschreibung	Anwendbarkeit
a	Erweiterte modifizierte Kochung vor der Bleiche.	Siehe Abschnitt 8.7.2.1.	Je nach Anforderungen an die Zellstoffqualität kann die Anwendbarkeit eingeschränkt sein (z. B. wenn eine hohe Festigkeit benötigt wird).
b	Sauerstoff-Delignifizierung vor der Bleiche		Allgemein anwendbar.
c	Sortieren des ungewaschenen Zellstoffs im geschlossenen Kreislauf und hochwirksame Braunstoffwäsche		Eingeschränkte Anwendbarkeit bei Chemiezellstoff-Fabriken, wenn eine biologische Behandlung der Abwässer in mehreren Schritten eine insgesamt günstigere Ökobilanz ergibt.
d	Verdampfung von Abwässern aus der Heiß-Alkaliextraktion und Verbrennung von Konzentraten in einem Sodakessel		Eingeschränkte Anwendbarkeit bei Fabriken zur Herstellung von Markt-Papierzellstoff, in denen hochweißer Zellstoff oder Spezialzellstoff für chemische Anwendungen erzeugt wird.
e	TCF-Bleiche		Nur anwendbar bei Anlagen, in denen bei der Kochung und bei der Einstellung des pH-Werts bei der Bleiche dieselbe Basis verwendet wird.
f	Bleiche im geschlossenen Kreislauf		Die Anwendbarkeit kann durch Faktoren wie die Produktqualität (z. B. Reinheit, Sauberkeit, Weißgrad), die Kappa-Zahl nach dem Kochen, die hydraulische Kapazität der Anlage sowie die Kapazität der jeweiligen Behälter, Eindampfanlagen und Ablaugekessel und je nach Möglichkeit zur Reinigung der Wascheinrichtung eingeschränkt sein.
g	Vorbleiche auf MgO-Basis und Rückführung von Waschflüssigkeiten aus der Vorbleiche in die Braunstoffwäsche		Allgemein anwendbar bei Anlagen auf Magnesiumbasis; im Ablaugekessel und im Aschekreislauf wird freie Kapazität benötigt.
h	Neutralisierung der Schwachlauge vor/in der Eindampfanlage		Allgemein anwendbar.
i	Anaerobe Behandlung der Kondensate aus der Eindampfanlage		Anwendbar, wenn zum Schutz einer anaeroben Abwasserbehandlung erforderlich.
j	Strippung und Rückgewinnung von SO ₂ aus den Kondensaten der Eindampfanlage		Allgemein anwendbar.
k	Wirksames Leckageüberwachungs- und Rückhaltesystem, kombiniert mit dem Chemikalien- und Energierückgewinnungssystemen		

Mit den BVT assoziierte Emissionswerte

Siehe Tabelle 12 und Tabelle 13; diese BVT-assozierten Emissionswerte sind nicht anwendbar bei Fabriken zur Herstellung von Chemiezellstoff und von Spezialzellstoff für chemische Anwendungen.

Die Referenz-Abwassermenge bei Sulfitzellstoff-Fabriken ist BVT 5 zu entnehmen.

Tabelle 12: BVT-assozierte Emissionswerte für die direkte Einleitung von Abwasser aus einer Fabrik zur Herstellung von gebleichtem Sulfitzellstoff und Magnefite-Zellstoff zur Papierherstellung in aufnehmende Gewässer

Parameter	Gebleichter Sulfitzellstoff zur Papierherstellung ⁽¹⁾	Magnefite-Zellstoff zur Papierherstellung ⁽¹⁾
	Jahresmittelwert kg/Tonne lutro ⁽²⁾	Jahresmittelwert kg/Tonne lutro
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)	10 – 30 ⁽³⁾	20 – 35
Abfiltrierbare Stoffe (AFS)	0,4 – 1,5	0,5 – 2,0
Gesamtstickstoffgehalt	0,15 – 0,3	0,1 – 0,25
Gesamtphosphorgehalt	0,01 – 0,05 ⁽³⁾	0,01 – 0,07
	Jahresmittelwert mg/l	
Adsorbierbare organisch gebundene Halogene (AOX)	0,5 – 1,5 ⁽⁴⁾ ⁽⁵⁾	

(¹) Die BVT-assozierten Emissionswerte beziehen sich auf die Herstellung von Marktzellstoff und auf die Zellstoffproduktion in integrierten Fabriken. (Emissionen aus der Papierherstellung wurden nicht berücksichtigt.)
(²) Die BVT-assozierten Emissionswerte gelten nicht für Fabriken zur Herstellung von natürlichem fettdichtem Zellstoff.
(³) Die BVT-assozierten Emissionswerte für CSB und Gesamtphosphor gelten nicht für Marktzellstoff auf Eukalyptus-Basis.
(⁴) Fabriken, in denen Marktzellstoff im Sulfitverfahren hergestellt wird, können eine schonende ClO₂-Bleiche vornehmen, um die Produkthanforderungen zu erfüllen; dabei entstehen entsprechende AOX-Emissionen.
(⁵) Nicht anwendbar bei Fabriken mit TCF-Verfahren.

Tabelle 13: BVT-assozierte Emissionswerte für die direkte Einleitung von Abwasser aus einer Fabrik zur Herstellung von gebleichtem Neutralsulfit-Halbzellstoff in aufnehmende Gewässer

Parameter	Jahresmittelwert kg/Tonne lutro ⁽¹⁾
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)	3,2 – 11
Abfiltrierbare Stoffe (AFS)	0,5 – 1,3
Gesamtstickstoffgehalt	0,1 – 0,2 ⁽²⁾
Gesamtphosphorgehalt	0,01 – 0,02

(¹) Die BVT-assozierten Emissionswerte beziehen sich auf die Herstellung von Marktzellstoff und auf die Zellstofffraktion integrierter Fabriken (Emissionen aus der Papierherstellung wurden nicht berücksichtigt).
(²) Aufgrund der prozessspezifischen höheren Emissionen gelten die BVT-assozierten Emissionswerte für den Gesamtgehalt an Stickstoff nicht für die Herstellung von Neutralsulfit-Halbzellstoff (NSSC) auf Ammoniumbasis.

Das behandelte Abwasser sollte eine geringe BSB-Konzentration aufweisen (etwa 25 mg/l in der 24-Stunden Mischprobe).

8.3.2 Emissionen in die Luft

BVT 34. Die BVT zur Vermeidung und Reduzierung von SO₂-Emissionen besteht in der Abtrennung aller hochkonzentrierten SO₂-Gasströme aus der Kochsäureproduktion sowie aus Kochern, Ausblasetanks oder Waschaggregaten (Diffuser) und aus der Rückgewinnung der Schwefelanteile.

BVT 35. Die BVT zur Vermeidung und Reduzierung diffuser schwefelhaltiger und geruchsbehafteter Emissionen aus der Wäsche, Sortierung und Eindampfung besteht in der Erfassung dieser Schwachgase und der Anwendung einer der folgenden Techniken.

	Technik	Beschreibung	Anwendbarkeit
a	Verbrennung in einem Ablaugekessel	Siehe Abschnitt 8.7.1.3.	Nicht anwendbar bei Fabriken, in denen Sulfitzellstoff durch Kochen auf Kalziumbasis hergestellt wird; in diesen Fabriken werden keine Ablaugekessel eingesetzt.
b	Nasswäscher	Siehe Abschnitt 8.7.1.3.	Allgemein anwendbar.

BVT 36. Die BVT zur Reduzierung der NO_x-Emissionen aus Ablaugekesseln besteht im Einsatz eines optimierten Feuerungssystems unter Anwendung einer der folgenden Techniken oder einer Kombination dieser Techniken.

	Technik	Beschreibung	Anwendbarkeit
a	Optimierung des Ablaugekessels durch Regelung der Feuerungsbedingungen	Siehe Abschnitt 8.7.1.2.	Allgemein anwendbar.
b	Gestufte Ablauge-Einspritzung		Anwendbar bei neuen großen Ablaugekesseln und umfangreicheren Modernisierungen von Ablaugekesseln
c	Selektive nicht-katalytische Reduktion (SNCR)		Die Möglichkeit einer Nachrüstung bestehender Ablaugekessel kann durch Verkrustungsprobleme und damit verbundenem erhöhtem Reinigungs- und Wartungsbedarf eingeschränkt sein. Für Fabriken auf Ammoniumbasis liegen keine Berichte über die Anwendung dieser Technik vor. Wegen der spezifischen Zusammensetzung des Abgases dürfte eine selektive nicht-katalytische Reduktion jedoch wirkungslos sein. Bei Fabriken auf Natriumbasis ist die Technik wegen der Explosionsgefahr nicht anwendbar.

Mit den BVT assoziierte Emissionswerte

Siehe Tabelle 14.

Tabelle 14: BVT-assozierte Emissionswerte für NO_x- und NH₃-Emissionen aus einem Ablaugekessel

Parameter	Tagesmittelwert mg/Nm ³ bei 5 % O ₂	Jahresmittelwert mg/Nm ³ bei 5 % O ₂
NO _x	100 – 350 ⁽¹⁾	100 – 270 ⁽¹⁾
NH ₃ (Ammoniak-Schlupf bei selektiver nicht-katalytischer Reduktion)		<5
⁽¹⁾ Bei Fabriken auf Ammoniumbasis können höhere NO _x -Emissionen auftreten: Tagesmittelwerte bis zu 580 mg/Nm ³ und Jahresmittelwerte bis zu 450 mg/Nm ³ .		

BVT 37. Die BVT zur Reduzierung von Staub- und SO₂-Emissionen aus Ablaugekesseln besteht im Einsatz einer der folgenden Techniken und in der Beschränkung des „sauren Betriebs“ der Wäscher auf das zur Gewährleistung eines störungsfreien Betriebs erforderliche Minimum.

	Technik	Beschreibung
a	Elektrofilter oder Multizyklone mit mehrstufigen Venturi-Wäschern	Siehe Abschnitt 1.7.1.3.
b	Elektrofilter oder nachgeschaltete mehrstufige Wäscher mit doppeltem Einlass	

Mit den BVT assoziierte Emissionswerte

Siehe Tabelle 15.

Tabelle 15: BVT-assozierte Emissionswerte für Staub- und SO₂-Emissionen aus einem Ablaugekessel

Parameter	Mittelwert über die Probenahmezeit mg/Nm ³ bei 5 % O ₂	
	Staub	5 – 20 ⁽¹⁾ ⁽²⁾
	Tagesmittelwert mg/Nm ³ bei 5 % O ₂	Jahresmittelwert mg/Nm ³ bei 5 % O ₂
SO₂	100 – 300 ⁽³⁾ ⁽⁴⁾ ⁽⁵⁾	50 – 250 ⁽³⁾ ⁽⁴⁾
<p>⁽¹⁾ Bei Ablaugekesseln in Fabriken, in denen Rohstoff mit einem Anteil von mehr als 25 % Hartholz (mit hohem Kaliumgehalt) verwendet wird, können höhere Staubemissionen (bis zu 30 mg/Nm³) auftreten.</p> <p>⁽²⁾ Die BVT-assozierten Emissionswerte für Staub gelten nicht für Anlagen, die auf Ammonium-Basis betrieben werden.</p> <p>⁽³⁾ Wegen der prozessspezifisch höheren Emissionen sind die BVT-assozierten Emissionswerte für SO₂ bei Ablaugekesseln, die ständig unter „sauen“ Bedingungen betrieben werden (d. h. bei denen im Prozess zur Sulfitrückgewinnung Sulfitlauge als Waschflüssigkeit für die Nasswäscher verwendet wird), nicht anwendbar.</p> <p>⁽⁴⁾ Bei vorhandenen mehrstufigen Venturi-Wäschern können höhere SO₂-Emissionen (Tagesmittelwerte bis zu 400 mg/Nm³ und Jahresmittelwerte bis zu 350 mg/Nm³) auftreten.</p> <p>⁽⁵⁾ Nicht anwendbar im „sauen“ Betrieb, d. h. während der vorbeugenden Wäsche und während des Entfernens von Verkrustungen in den Wäschern; die Emissionen können beim Reinigen eines vorgeschalteten Wäschers bis zu 300 – 500 mg SO₂/Nm³ (bei 5 % O₂) und beim Reinigen des Endwäschers bis zu 1 200 mg SO₂/Nm³ (halbstündliche Mittelwerte bei 5 % O₂) betragen.</p>		

Als **BVT-assoziierter Umweltleistungsbereich** wird die Dauer des „sauen“ Betriebs der (vorgeschalteten) Wäscher (etwa 240 Stunden pro Jahr) bzw. des Monosulfit-Endwäschers (24 Stunden pro Monat) bezeichnet.

8.3.3 Energieverbrauch und -effizienz

BVT 38. Die BVT zur Reduzierung des Verbrauchs an Wärmeenergie (Dampf), zur möglichst effizienten Nutzung der eingesetzten Energieträger und zur Verringerung des Stromverbrauchs besteht in der Anwendung einer Kombination der folgenden Techniken.

	Technik
a	Hohe Trockensubstanzgehalte der Rinde durch Einsatz wirksamer Pressen oder durch Trocknung
b	Hocheffiziente Dampfkessel, z. B. Kessel mit niedrigen Rauchgastemperaturen
c	Wirksames sekundäres Heizsystem
d	Schließen von Wasserkreisläufen, u. a. in der Bleichanlage
e	Hohe Faserkonzentration (Technik mit mittlerer oder hoher Stoffdichte)
f	Rückgewinnung und Nutzung der Niedertemperaturwärme von Abwasserströmen und sonstigen Abwärmequellen zur Beheizung von Gebäuden, Kesselspeisewasser und Prozesswasser
g	Angemessene Nutzung von Sekundärwärme und Sekundärkondensaten
h	Überwachung und Regelung von Prozessen mit fortschrittlichen Steuerungssystemen
i	Optimierung des integrierten Wärmetauschernetzes
j	Sicherstellung der höchstmöglichen Stoffdichte durch Sortierung und Reinigung
k	Optimierte Pegelstände in Behältern

BVT 39. Die BVT zur Erhöhung der Effizienz der Stromerzeugung besteht in der Anwendung einer Kombination der folgenden Techniken.

	Technik
a	Betrieb des Ablaugekessels mit hohen Druck- und Temperaturwerten
b	Dampfdruck am Auslass der Gegendruckturbine so niedrig wie technisch machbar
c	Kondensationsturbine zur Stromerzeugung aus überschüssigem Dampf
d	Hoher Wirkungsgrad der Turbinen
e	Vorheizung des Speisewassers fast bis zur Siedetemperatur
f	Vorheizung der Verbrennungsluft und des in die Kessel zuzuführenden Brennstoffs

8.4 BVT-Schlussfolgerungen für die Herstellung von Holzstoff und chemisch-mechanischem Holzstoff

Die BVT-Schlussfolgerungen in diesem Abschnitt gelten für alle integrierten Anlagen zur Herstellung von Holzstoff sowie von Papier und Karton und für nicht integrierte Anlagen zur Herstellung von Holzstoff, CTMP und CMP. Für die Papierherstellung in integrierten Anlagen zur Herstellung von Holzstoff sowie von Papier und Karton gelten ergänzend zu den BVT-Schlussfolgerungen in diesem Abschnitt auch **BVT 49, BVT 51, BVT 52c** und **BVT 53**.

8.4.1 Abwasser und Emissionen in Gewässer

BVT 40. Die BVT zur Reduzierung des Frischwasserverbrauchs, der Abwassermenge und der Schmutzfracht besteht in einer geeigneten Kombination der Techniken in BVT 13, BVT 14, BVT 15 und BVT 16 und der folgenden Techniken.

	Technik	Beschreibung	Anwendbarkeit
a	Gegenstromführung von Prozesswasser und Trennung von Wassersystemen	Siehe Abschnitt 8.7.2.1.	Allgemein anwendbar.
b	Hochkonsistenzbleiche		
c	Wäsche vor dem Zerfasern von Weichholz-Holzstoff mit Hackschnitzelvorbereitung		
d	Substitution von NaOH durch Ca(OH) ₂ oder Mg(OH) ₂ als Lauge beim Peroxidbleichen		Wenn höchste Weißgrade erzielt werden sollen, kann die Anwendbarkeit eingeschränkt sein.
e	Rückgewinnung von Fasern und Füllstoffen und Behandlung des Kreislaufwassers (Papierherstellung)		Allgemein anwendbar.
f	Optimale Auslegung und Konstruktion von Behältern und Büten (Papierherstellung).		

Mit den BVT assoziierte Emissionswerte

Siehe Tabelle 16; diese BVT-assozierten Emissionswerte gelten auch für Fabriken zur Herstellung von Holzstoff. Die Referenz-Abwassermenge bei integrierten Fabriken zur Herstellung von mechanischem, chemisch-mechanischem und chemisch-thermisch-mechanischem Holzstoff ist BVT 5 zu entnehmen.

Tabelle 16: BVT-assozierte Emissionswerte für die direkte Einleitung von Abwasser in Gewässer aus der integrierten Produktion von Papier und Karton aus am Standort erzeugtem Holzstoff (TMP)

Parameter	Jahresmittelwert kg/t
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)	0,9 – 4,5 ⁽¹⁾
Abfiltrierbare Stoffe (AFS)	0,06 – 0,45
Gesamtstickstoffgehalt	0,03 – 0,1 ⁽²⁾
Gesamtphosphorgehalt	0,001 – 0,01
⁽¹⁾ Bei stark gebleichtem Holzstoff (Fasergehalt des fertigen Papiers 70 – 100 %) können Emissionswerte bis zu 8 kg/t auftreten. ⁽²⁾ Wenn aufgrund der Anforderungen an die Holzstoffqualität (z. B. hoher Weißgrad) keine biologisch abbaubaren oder eliminierbaren Komplexbildner verwendet werden können, können die Stickstoffemissionen insgesamt höher sein als der hier genannte BVT-assoziierte Emissionswertebereich; dies ist entsprechend im Einzelfall zu prüfen.	

Tabelle 17: BVT-assoziierte Emissionswerte für die direkte Einleitung von Abwasser in Gewässer aus einer Fabrik zur Herstellung von chemisch-thermisch-mechanischem Holzstoff (CTMP) oder chemisch-mechanischem Holzstoff (CMP)

Parameter	Jahresmittelwert kg/Tonne lutro
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)	12 – 20
Abfiltrierbare Stoffe (AFS)	0,5 – 0,9
Gesamtstickstoffgehalt	0,15 – 0,18 ⁽¹⁾
Gesamtphosphorgehalt	0,001 – 0,01
⁽¹⁾ Wenn aufgrund der Anforderungen an die Holzstoffqualität (z. B. hoher Weißgrad) keine biologisch abbaubaren oder eliminierbaren Komplexbildner verwendet werden können, können die Stickstoffemissionen insgesamt höher sein als der hier genannte BVT-assoziierte Emissionswert; dies ist entsprechend im Einzelfall zu prüfen.	

Das behandelte Abwasser sollte eine geringe BSB-Konzentration aufweisen (etwa 25 mg/l in der 24 –Stunden Mischprobe).

8.4.2 Energieverbrauch und -effizienz

BVT 41. Die BVT zur Reduzierung des Verbrauchs an thermischer und elektrischer Energie besteht in der Anwendung einer Kombination der folgenden Techniken.

	Technik	Anwendbarkeit
a	Einsatz energieeffizienter Refiner	Anwendbar in Verbindung mit dem Ersatz, der Nachrüstung oder der Modernisierung von Prozessausrüstungen
b	Extensive Rückgewinnung von Sekundärwärme aus TMP- und CTMP-Refinern und Nutzung des zurückgewonnenen Dampfes zum Trocknen von Papier oder Holzstoff	Allgemein anwendbar.
c	Minimierung der Faserverluste durch Einsatz von effizienten Rejekt-Zerfaserungssystemen (Sekundärrefiner)	
d	Einbau energiesparender Aggregate, u. a. durch automatisierte Prozessregelung anstelle von manuellen Systemen	
e	Minderung des Frischwassereinsatzes durch Systeme zur integrierten Prozesswasserbehandlung und -Rückführung	
f	Reduzierung der direkten Nutzung von Dampf durch sorgfältige Prozessintegration (z. B. mithilfe einer Pinch-Analyse)	

8.5 BVT-Schlussfolgerungen für die Verarbeitung von Altpapier

Die BVT-Schlussfolgerungen in diesem Abschnitt gelten für alle integrierten Fabriken zur Herstellung von Papier und Zellstoff aus recycelten Fasern (RCF). Für die Papierherstellung in integrierten Anlagen zur Herstellung von Zellstoff, Papier und Karton aus recycelten Fasern sind ergänzend zu den BVT-Schlussfolgerungen in diesem Abschnitt auch **BVT 49**, **BVT 51**, **BVT 52c** und **BVT 53** anzuwenden.

8.5.1 Materialmanagement

BVT 42. Die BVT zur Vermeidung von Boden- und Grundwasserverunreinigungen bzw. zur Minderung eines entsprechenden Risikos und zur Reduzierung von Altpapierverwehungen und diffusen Staubemissionen vom Altpapierlagerplatz besteht im Einsatz einer der folgenden Techniken oder in einer Kombination der folgenden Techniken.

	Technik	Anwendbarkeit
a	Fester Oberflächenbelag des Altpapierlagerplatzes	Allgemein anwendbar.
b	Sammlung verunreinigten Oberflächenwassers des Altpapierlagerplatzes und Aufbereitung in einer Kläranlage (nicht verschmutztes Regenwasser (z. B. von Dächern) kann getrennt abgeleitet werden.)	Die Anwendbarkeit kann durch den Grad der Verschmutzung des Oberflächenwassers (niedrige Konzentration) und/oder den Umfang der Kläranlage (große Volumina) eingeschränkt sein.
c	Verringerung von Verwehungen durch Einzäunen des Altpapierlagerplatzes	Allgemein anwendbar.
d	Regelmäßige Reinigung des Lagerplatzes, Kehren der Straßen und Entleeren von Gullytöpfen zur Reduzierung diffuser Staubemissionen, damit Verwehungen von Papierteilen und Fasern vermieden werden und weniger Papier durch Fabrikverkehr zerrieben wird (was insbesondere in der trockenen Jahreszeit ebenfalls zusätzliche Staubemissionen zur Folge haben kann)	Allgemein anwendbar.
e	Lagern von Ballen oder losem Papier an einem überdachten Ort, um das Material vor Witterungseinflüssen (Feuchtigkeit, Zersetzung durch Mikroorganismen usw.) zu schützen	Je nach Platzverhältnissen unter Umständen nur eingeschränkt möglich.

8.5.2 Abwasser und Emissionen in Gewässer

BVT 43. Die BVT zur Reduzierung des Frischwasserverbrauchs, der Abwassermenge und der Schadstofffracht besteht in der Anwendung einer Kombination der folgenden Techniken.

	Technik	Beschreibung
a	Trennung der Wassersysteme	Siehe Abschnitt 8.7.2.1.
b	Gegenstromführung von Prozesswasser und Wasserrückführung	
c	Teilweise Wiederverwendung des behandelten Abwassers nach der biologischen Behandlung	In vielen altpapierverarbeitenden Papierfabriken wird das biologisch behandelte Abwasser teilweise wieder in den Wasserkreislauf zurückgeführt; dies gilt insbesondere für Fabriken, in denen Wellenpapier (<i>Corrugated Medium</i>) oder Testliner hergestellt werden.
d	Behandlung von Kreislaufwasser	Siehe Abschnitt 8.7.2.1.

BVT 44. Die BVT, um die weitgehende Schließung der Wasserkreisläufe in altpapierverarbeitenden Fabriken aufrechtzuerhalten und mögliche nachteilige Auswirkungen der verstärkten Rückführung von Prozesswasser zu vermeiden, besteht im Einsatz einer der folgenden Techniken oder in einer Kombination dieser Techniken.

	Technik	Beschreibung
a	Überwachung und kontinuierliche Kontrolle der Prozesswasserqualität	Siehe Abschnitt 8.7.2.1.
b	Vermeidung und Entfernung von Biofilmen mit Methoden zur Minimierung von Biozidemissionen	
c	Abtrennung von Calcium aus dem Prozesswasser durch kontrollierte Calciumcarbonat-Ausfällung	

Anwendbarkeit

Die Techniken (a) bis (c) sind nur bei altpapierverarbeitenden Papierfabriken mit weitgehend geschlossenen Wasserkreisläufen anwendbar.

BVT 45. Die BVT zur Vermeidung und Reduzierung der Schadstofffracht aus sämtlichen Abwassereinleitungen einer Fabrik in aufnehmende Gewässer besteht in der Anwendung einer geeigneten Kombination der in BVT 13, BVT 14, BVT 15, BVT 16, BVT 43 und BVT 44 beschriebenen Techniken.

Bei integrierten altpapierverarbeitenden Papierfabriken beinhalten die BVT-assozierten Emissionswerte die Emissionen aus der Papierherstellung, da die Prozesswasserkreisläufe der Papiermaschine und der Stoffaufbereitung eng miteinander verbunden sind.

Mit den BVT assoziierte Emissionswerte

Siehe Tabelle 18 und Tabelle 19; die BVT-assozierten Emissionswerte in Tabelle 18 gelten auch für RCF-Anlagen zur Herstellung von Altpapierstoff ohne Deinking; die BVT-assozierten Emissionswerte in Tabelle 19 gelten auch für RCF-Anlagen zur Herstellung von Altpapierstoff mit Deinking. Die Referenz-Abwassermenge bei RCF-Anlagen ist BVT 5 zu entnehmen.

Tabelle 18: BVT-assozierte Emissionswerte für die direkte Einleitung von Abwasser in Gewässer, das bei der integrierten Produktion von Papier und Karton aus Recyclingfasern ohne Deinking an einem Standort anfällt

Parameter	Jahresmittelwert kg/t
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)	0,4 ⁽¹⁾ – 1,4
Abfiltrierbare Stoffe (AFS)	0,02 – 0,2 ⁽²⁾
Gesamtstickstoffgehalt	0,008 – 0,09
Gesamtphosphorgehalt	0,001 – 0,005 ⁽³⁾
Adsorbierbare organisch gebundene Halogene (AOX)	0,05 für nassfestes Papier

⁽¹⁾ Bei Fabriken mit vollständig geschlossenen Wasserkreisläufen, fallen keine CSB-Emissionen an.
⁽²⁾ Bei bestehenden Anlagen können wegen der kontinuierlich abnehmenden Qualität des Altpapiers und wegen der Schwierigkeit kontinuierlicher Nachrüstungen der Abwasserbehandlung Emissionen bis zu 0,45 kg/t auftreten.
⁽³⁾ Bei Fabriken mit einer spezifischen Abwassermenge zwischen 5 und 10 m³/t beträgt der obere Wert 0,008 kg/t.

Tabelle 19: BVT-assozierte Emissionswerte für die direkte Einleitung von Abwasser in Gewässer, das bei der integrierten Produktion von Papier und Karton aus Recyclingfasern mit Deinking an einem Standort anfällt.

Parameter	Jahresmittelwert kg/t
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)	0,9 – 3,0 0,9 – 4,0 bei Hygienepapier
Abfiltrierbare Stoffe (AFS)	0,08 – 0,3 0,1 – 0,4 bei Hygienepapier
Gesamtstickstoffgehalt	0,01 – 0,1 0,01 – 0,15 bei Hygienepapier
Gesamtphosphorgehalt	0,002 – 0,01 0,002 – 0,015 bei Hygienepapier
Adsorbierbare organisch gebundene Halogene (AOX)	0,05 für nassfestes Papier

Das behandelte Abwasser sollte eine geringe BSB-Konzentration aufweisen (etwa 25 mg/l in der 24-Stunden-Mischprobe).

8.5.3 Energieverbrauch und -effizienz

BVT 46. Die BVT besteht in der Reduzierung des Stromverbrauchs in altpapierverarbeitenden Papierfabriken zur Papierherstellung durch Anwendung einer Kombination der folgenden Techniken.

	Technik	Anwendbarkeit
a	Hochkonsistenzzerfaserung zur Stofflösung bei Altpapier	Allgemein anwendbar bei neuen Anlagen und bei umfangreicheren Modernisierungen bestehender Anlagen.
b	Wirksame Grob- und Feinsortierung durch Optimierung der Rotorauslegung, der Siebe und der Betriebsweise derart, dass kleinere Aggregate mit geringerem spezifischen Energieverbrauch verwendet werden können.	
c	Konzepte zur energiesparenden Stoffvorbereitung unter möglichst frühzeitiger Abtrennung von Verunreinigungen beim Wiederaufschlagen (Re-Pulping) mit möglichst wenigen und optimierten Bauteilen, um die energieintensive Faserbehandlung zu begrenzen.	

8.6 BVT-Schlussfolgerungen für die Papierherstellung und für verwandte Prozesse

Die BVT-Schlussfolgerungen in diesem Abschnitt gelten für alle nicht integrierten Papier- und Kartonfabriken sowie für die Papier- und Kartonherstellung bei integrierten Anlagen zur Erzeugung von Sulfatzellstoff, Sulfitzellstoff, CTMP und CMP.

BVT 49, BVT 51, BVT 52c und BVT 53 gelten für alle integrierten Zellstoff- und Papierfabriken.

Bei integrierten Fabriken zur Herstellung von Sulfatzellstoff, Sulfitzellstoff, CTMP und CMP und bei integrierten Papierfabriken sind ergänzend zu den BVT-Schlussfolgerungen in diesem Abschnitt auch die prozessspezifischen BVT-Schlussfolgerungen anzuwenden.

8.6.1 Abwasser und Emissionen in Gewässer

BVT 47. Die BVT zur Reduzierung des Abwasservolumens besteht in der Anwendung einer Kombination der folgenden Techniken.

	Technik	Beschreibung	Anwendbarkeit
a	Optimale Auslegung und Konstruktion von Behältern und Bütten	Siehe Abschnitt 1.7.2.1.	Anwendbar für neue Anlagen und für umfangreichere Modernisierungen bestehender Anlagen
b	Rückgewinnung von Fasern und Füllstoffen und Behandlung des Kreislaufwassers		Allgemein anwendbar.
c	Wasserrückführung		Allgemein anwendbar; gelöste organische und anorganische Stoffe und Kolloide können die Möglichkeit einer Wasserrückführung in der Siebpartie einschränken.
d	Optimierung der Reinigungseinrichtungen (Spritzrohre) in der Papiermaschine		Allgemein anwendbar.

BVT 48. Die BVT zur Reduzierung des Frischwasserverbrauchs und der Emissionen aus Spezialpapier-Fabriken in Gewässer besteht in der Anwendung einer Kombination der folgenden Techniken.

	Technik	Beschreibung	Anwendbarkeit
a	Verbesserte Planung der Papierproduktion	Verbesserte Planung zur optimierten Kombination von Produktionslosen und -zeiten	Allgemein anwendbar.
b	Anpassung von Wasserkreisläufen an vorgenommene Änderungen	Anpassung der Wasserkreisläufe an Änderungen der verwendeten Papiersorten, Farben und chemischen Zusatzstoffe	
c	Einsatz einer Kläranlage, die an Prozessänderungen angepasst werden kann	Anpassung der Abwasserbehandlung, damit Änderungen in Bezug auf Volumen, niedrige Konzentrationen und unterschiedliche Arten und Mengen chemischer Zusatzstoffen bewältigt werden können	
d	Anpassung des Ausschuss-Systems und der Büttenkapazitäten		
e	Minimierung der Freisetzung von chemischen Zusatzstoffen (z. B. fett- oder wasserbeständige Mittel), die Per- oder Polyfluorverbindungen enthalten oder zur Bildung dieser Verbindungen beitragen		Anwendbar nur für Anlagen, in denen fett- oder wasserabweisendes Papier hergestellt wird.
f	Umstellung auf Produkt-Hilfsstoffe mit niedrigem AOX-Gehalt (z. B. zur Substituierung von Nassfestmitteln auf der Basis von Epichlorhydrin-Harzen)		Anwendbar nur für Anlagen, in denen Papiersorten mit hoher Nassfestigkeit hergestellt werden

BVT 49. Die BVT zur Reduzierung von Emissionsfracht von Streichfarben oder Bindemitteln, welche die biologische Kläranlage beeinträchtigen können, besteht in der Anwendung der folgenden Technik (a) oder, wenn Technik (a) technisch nicht umsetzbar ist, in der folgenden Technik (b).

	Technik	Beschreibung	Anwendbarkeit
a	Rückgewinnung von Streichfarben/Wiederverwendung von Pigmenten	Abwässer mit Streichfarben werden getrennt gesammelt. Die Rückgewinnung der Streichchemikalien erfolgt z. B. durch i) Ultrafiltration oder ii) einen Prozess mit Siebungs-, Flockungs- und Entwässerungsstufe mit Rückführung der Pigmente in den Streichprozess. Das geklärte Wasser kann in den Prozess zurückgeführt werden.	Im Fall der Ultrafiltration kann die Anwendbarkeit unter folgenden Bedingungen eingeschränkt sein: <ul style="list-style-type: none"> • Die Abwasservolumina sind sehr gering; • die Abwässer aus dem Streichprozess entstehen an verschiedenen Stellen in der Fabrik; • am Streichprozess werden viele Änderungen vorgenommen; oder • die verschiedenen Rezepturen der Streichfarben sind nicht miteinander vereinbar.
b	Vorbehandlung von Abwässern, die Streichfarben enthalten	Abwässer mit Streichfarben werden z. B. durch Flockung behandelt, um Beeinträchtigungen der anschließenden biologischen Abwasserbehandlung zu vermeiden.	Allgemein anwendbar.

BVT 50. Die BVT zur Vermeidung und Reduzierung der Schadstoffbelastung aus sämtlichen Abwassereinleitungen einer Fabrik in aufnehmende Gewässer besteht in der Anwendung einer geeigneten Kombination der in BVT 13, BVT 14, BVT 15, BVT 47, BVT 48 und BVT 49 beschriebenen Techniken.

Mit den BVT assoziierte Emissionswerte

Siehe Tabelle 20 und Tabelle 21; die BVT-assozierten Emissionswerte in Tabelle 20 und Tabelle 21 gelten auch für die Papier- und die Kartonherstellung in integrierten Anlagen zur Herstellung von Sulfatzellstoff, Sulfitzellstoff, CTMP und CMP sowie für integrierte Papierfabriken. Die Referenz-Abwassermenge bei nicht integrierten Papier- und Kartonfabriken ist BVT 5 zu entnehmen.

Tabelle 20: BVT-assozierte Emissionswerte für die direkte Einleitung von Abwasser in Gewässer aus einer nicht integrierten Papier- und Kartonfabrik (mit Ausnahme von Fabriken zur Herstellung von Spezialpapier)

Parameter	Jahresmittelwert kg/t
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)	0,15 – 1,5 ⁽¹⁾
Abfiltrierbare Stoffe (AFS)	0,02 – 0,35
Gesamtstickstoffgehalt	0,01 – 0,1 0,01 – 0,15 bei Hygienepapier
Gesamtphosphorgehalt	0,003 – 0,012
Adsorbierbare organisch gebundene Halogene (AOX)	0,05 für Dekorpapier und nassfestes Papier
⁽¹⁾ Bei Fabriken zur Herstellung grafischer Papiere beziehen sich die Werte am oberen Ende des Bereichs auf Anlagen, in denen im Streichprozess Stärke verwendet wird.	

Das behandelte Abwasser sollte eine geringe BSB-Konzentration aufweisen (etwa 25 mg/l bei einer 24-Stunden Mischprobe).

Tabelle 21: BVT-assozierte Emissionswerte für die direkte Einleitung von Abwasser in Gewässer aus einer nicht integrierten Fabrik zur Herstellung von Spezialpapieren

Parameter	Jahresmittelwert kg/t ⁽¹⁾
Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)	0,3 – 5 ⁽²⁾
Abfiltrierbare Stoffe (AFS)	0,10 – 1
Gesamtstickstoffgehalt	0,015 – 0,4
Gesamtphosphorgehalt	0,002 – 0,04
Adsorbierbare organisch gebundene Halogene (AOX)	0,05 für Dekorpapier und nassfestes Papier
⁽¹⁾ Bei Fabriken mit besonderen Gegebenheiten (z. B. häufigen Änderungen der Papiersorte, im Jahresmittel etwa ≥ 5 pro Tag) und bei Fabriken, in denen sehr leichte Spezialpapiere hergestellt werden (im Jahresmittel ≤ 30 g/m ²), können höhere Emissionswerte auftreten als hier angegeben.	
⁽²⁾ Die höheren BVT-assozierten Emissionswerte gelten für Fabriken, in denen hochausgemahlene Papiere hergestellt werden und in denen eine intensive Mahlung erforderlich ist, sowie für Fabriken mit häufigen Änderungen der Papiersorte (im Jahresmittel z. B. $\geq 1 - 2$ Wechsel/Tag).	

8.6.2 Emissionen in die Luft

BVT 51. Die BVT zur Reduzierung von VOC-Emissionen aus Offline- oder Online-Streichmaschinen besteht in der Auswahl von Streichfarbenrezepturen, bei deren Verwendung geringere VOC- Emissionen zu erwarten sind.

8.6.3 Abfallaufkommen

BVT 52. Die BVT zur Minimierung von festen Abfällen zur Entsorgung besteht in der Vermeidung von Abfällen und in Recyclingtätigkeiten durch eine Kombination der folgenden Techniken (siehe allgemeine BVT 20).

	Technik	Beschreibung	Anwendbarkeit
a	Rückgewinnung von Fasern und Füllstoffen und Behandlung des Kreislaufwassers	Siehe Abschnitt 8.7.2.1.	Allgemein anwendbar.
b	System zur Ausschuss-Rückführung	Bei der Papierherstellung wird Ausschuss an verschiedenen Stellen innerhalb des Prozesses bzw. in verschiedenen Prozessphasen erfasst, erneut zerfasert und in den Stoffauflauf zurückgeführt.	Allgemein anwendbar.
c	Rückgewinnung von Streichfarben/ Wiederverwendung von Pigmenten	Siehe Abschnitt 8.7.2.1.	
d	Wiederverwendung des Faserschlammes aus der primären Abwasserbehandlung	Aus der primären Abwasserbehandlung stammender Schlamm mit hohem Faseranteil kann im Produktionsprozess wiederverwendet werden.	Die Anwendbarkeit kann durch Anforderungen an die Produktqualität eingeschränkt sein.

8.6.4 Energieverbrauch und -effizienz

BVT 53. Die BVT zur Reduzierung des Verbrauchs an thermischer und elektrischer Energie besteht in der Anwendung einer Kombination der folgenden Techniken.

	Technik	Anwendbarkeit
a	Energieeinsparende Sortierverfahren (optimierte Rotorauslegung, optimierte Siebe und optimierter Betrieb)	Anwendbar bei neuen Anlagen oder umfangreicher Modernisierungen.
b	Fortschrittliche Mahlaggregate mit optimierter Wärmerückgewinnung aus den Refiner-Anlagen	
c	Optimierte Entwässerung der Presspartie	Nicht anwendbar bei Hygienepapier und bei vielen Spezialpapiersorten.
d	Rückgewinnung von Dampfkondensaten und Einsatz wirksamer Systeme zur Rückgewinnung der Abwärme aus der Abluft	Allgemein anwendbar.
e	Reduzierung der direkten Nutzung von Dampf durch sorgfältige Prozessintegration (z. B. mithilfe einer Pinch-Analyse)	
f	Hocheffiziente Refiner	Anwendbar bei neuen Anlagen.
g	Optimierung des Betriebs bestehender Mahlaggregate (z. B. durch Reduzierung des Stromverbrauches im lastfreien Betrieb)	Allgemein anwendbar.
h	Optimierte Auslegung der Pumpen, variable Regelung der Pumpendrehzahl, Direktantriebe	
i	Modernste Zerkfaserungstechnologie	
j	Bedampfung der Papierbahn mit dem Dampfblaskasten zur Verbesserung des Ablaufverhaltens/der Entwässerungskapazität	Nicht anwendbar bei Hygienepapier und bei vielen Spezialpapiersorten.
k	Optimiertes Vakuumsystem (z. B. Zentrifugalgebläse statt Wasserringpumpen)	Allgemein anwendbar.
l	Optimierung der Erzeugung und der Wartung des Verteilungsnetzes	
m	Optimierung der Wärmerückgewinnung, der Lufttechnischen Anlagen und der Isolierung	
n	Einsatz hocheffizienter Motoren (EFF1)	
o	Vorwärmung des Spritzrohrwassers mit einem Wärmetauscher	
p	Nutzung der Abwärme zur Schlamm-trocknung oder zur Nach-trocknung entwässerter Biomasse	
q	Wärmerückgewinnung aus Axialgebläsen (wenn eingesetzt) zum Wärmen der Luftzufuhr zur Trocknungshaube	
r	Wärmerückgewinnung aus dem Abluftstrom der Yankee-Haube mit einem Tropfkörperturm	
s	Rückgewinnung der Abwärme aus dem Abgas der Infrarot-trockners	

8.7 Beschreibung der Techniken

8.7.1 Beschreibung von Techniken zur Vermeidung und Verminderung der Emissionen in die Luft

8.7.1.1 Staub

Technik	Beschreibung
Elektrofilter (ESP)	Elektrofilter laden Partikel elektrisch auf und trennen diese Partikel dann unter der Einwirkung eines elektrischen Feldes ab. Sie kommen unter den unterschiedlichsten Anwendungsbedingungen zum Einsatz.
Alkalischer Wäscher	Siehe Abschnitt 1.7.1.3 (Nasswäscher).

8.7.1.2 NO_x

Technik	Beschreibung
Verringerung des Luft-/Brennstoff-Verhältnisses	Dieses Verfahren ist im Wesentlichen durch die folgenden Merkmale gekennzeichnet: <ul style="list-style-type: none"> – Sorgfältige Kontrolle der Verbrennungsluft (geringer Anteil überschüssigen Sauerstoffs) – Minimierung von Lufteintritten in den Ofen – Modifizierte Gestaltung der Brennkammer
Optimierte Verbrennung und Verbrennungsregelung	Durch ständige Überwachung der Verbrennungsparameter (z. B. O ₂ , CO-Gehalt, Brennstoff-/Luft-Gemisch und nicht verbrannte Bestandteile); diese Technik beruht auf dem Einsatz einer geeigneten Prozesssteuerung zur Aufrechterhaltung der optimalen Verbrennungsbedingungen. Die Bildung und die Emission von NO _x kann durch Anpassung der Betriebsparameter, der Luftverteilung, des überschüssigen Sauerstoffanteils, der Flammenform und des Temperaturprofils reduziert werden.
Gestufte Verbrennung	Die gestufte Verbrennung beruht auf der Nutzung von zwei Verbrennungszonen mit kontrolliertem Brennstoff-/Luft-Gemisch und kontrollierter Temperatur in der ersten Kammer. Die erste Verbrennungszone wird unter unterstöchiometrischen Bedingungen betrieben, damit Ammoniakverbindungen bei hohen Temperaturen in elementaren Stickstoff umgewandelt werden. In der zweiten Zone wird der Verbrennungsprozess unter zusätzlicher Luftzufuhr bei niedrigerer Temperatur abgeschlossen. Nach der zweistufigen Verbrennung strömt das Rauchgas in eine zweite Kammer, aus der die in den Gasen enthaltene Wärme zurückgewonnen wird, um Prozessdampf zu erzeugen.
Brennstoffauswahl/Brennstoffe mit niedrigem Stickstoffgehalt	Die Verwendung von Brennstoffen mit niedrigem Stickstoffgehalt reduziert den Anteil an NO _x -Emissionen aus der Oxidation des im Brennstoff enthaltenen Stickstoffs während der Verbrennung. Die Verbrennung von Geruchsgasen (CNCG) oder Brennstoffen auf Biomassebasis führt zu höheren NO _x -Emissionen als bei der Verbrennung von Öl oder Erdgas, da CNCG und alle holzbasierten Brennstoffe höhere Stickstoffgehalte aufweisen als Öl und Erdgas. Wegen der höheren Verbrennungstemperaturen entstehen in Systemen mit Gasfeuerung höhere NO _x -Gehalte als bei Systemen mit Ölfeuerung.
Brenner mit niedrigen NO _x -Emissionen (Low-NO _x burner)	Brenner mit niedrigen NO _x -Emissionen (Low-NO _x Burner) beruhen auf der Reduzierung der Spitzentemperaturen der Flamme, der verzögerten aber vollständigen Verbrennung und der erhöhten Wärmeübertragung (erhöhte Flammenstrahlung). Die entsprechenden Maßnahmen können mit einer modifizierten Gestaltung der Brennkammer einhergehen.

Technik	Beschreibung
Gestufte Ablauge-Einspritzung	Die Einspritzung von Sulfid-Ablauge auf verschiedenen Kesselebenen verhindert die Bildung von NO _x und sorgt für eine vollständige Verbrennung.
Selektive nicht-katalytische Reduktion (SNCR)	Dieses Verfahren beruht auf der Reduktion von NO _x zu Stickstoff in einer Reaktion mit Ammoniak oder Harnstoff bei hohen Temperaturen. Ammoniakwasser (bis zu 25 % NH ₃), Ammoniak-Vorläuferverbindungen oder Harnstofflösung werden in das Verbrennungsgas injiziert, um NO zu N ₂ zu reduzieren. Die Reaktion erfolgt optimal in einem Temperaturfenster von etwa 830 – 1 050 °C. Damit die eingespritzten Agenzien mit NO reagieren können, muss eine ausreichende Verweilzeit gegeben sein. Die Dosierung der Einspritzung der Ammoniak- oder Harnstofflösung muss so geregelt sein, dass der NH ₃ -Schlupf möglichst gering ist.

8.7.1.3 Vermeidung und Kontrolle von O₂/TRS-Emissionen

Technik	Beschreibung
Hoher Trockengehalt der Schwarzlauge	Ein höherer Trockengehalt der Schwarzlauge bewirkt eine Erhöhung der Verbrennungstemperatur. Dadurch verdampft mehr Natrium (Na); dieses bindet SO ₂ zu Na ₂ SO ₄ und reduziert so die SO ₂ -Emissionen aus dem Ablaugekessel. Ein Nachteil der höheren Temperatur besteht darin, dass die NO _x -Emissionen zunehmen können.
Brennstoffauswahl/Brennstoffe mit niedrigem Schwefelgehalt	Die Verwendung von Brennstoffen mit niedrigem Schwefelgehalt (0,02 – 0,05 Gew.-%; wie Holz, Rinde, schwefelarmes Öl oder Gas) reduziert die während der Verbrennung durch die Oxidation der im Brennstoff enthaltenen Schwefelanteile entstehenden SO ₂ -Emissionen.
Optimierte Feuerung	Techniken wie z. B. die wirksame Regelung der Feuerungsleistung (Brennstoff-/Luft-Gemisch, Temperatur, Verweilzeit), die Regelung des Überschuss-Sauerstoffs und eine gute Durchmischung von Luft und Brennstoff.
Kontrolle des Na ₂ S-Gehalts der Kalkschlammzufuhr	Eine wirksame Wäsche und Filtration des Kalkschlammes reduziert die Na ₂ S-Konzentration und verringert so im Ofen die Entstehung von Schwefelwasserstoff im Brennprozess.
Erfassung und Rückgewinnung von SO ₂ -Emissionen	Die bei der Kochsäureproduktion sowie bei Digestern/Kochern und Ausblastanks auftretenden hochkonzentrierten SO ₂ -Gasströme werden gesammelt. SO ₂ wird in Absorptionstanks mit unterschiedlichen Druckniveaus sowohl aus wirtschaftlichen als auch als umwelttechnischen Gründen zurückgewonnen.
Verbrennung von Geruchsgasen und TRS	Erfasste Starkgase können durch Verbrennen im Ablaugekessel, in speziellen Geruchsgaskesseln oder im Kalkofen beseitigt werden. Gesammelte Schwachgase können im Ablaugekessel, im Kalkofen, in der Kesselanlage oder im Geruchsgaskessel verbrannt werden. In modernen Ablaugekesseln können auch Abgase aus dem Auflösetank verbrannt werden.
Sammlung und Verbrennung von Schwachgasen im Ablaugekessel	Verbrennung von Schwachgasen (großes Volumen, niedrige SO ₂ -Konzentrationen) kombiniert mit einem Ersatzsystem; Schwachgase und andere geruchsbehaftete Bestandteile werden gemeinsam zur Verbrennung im Ablaugekessel erfasst. Das im Abgas des Ablaugekessels enthaltene Schwefeldioxid wird anschließend in mehrstufigen Gegenstrom-Wäschern zurückgewonnen und in der Zellstoffkochung wiederverwendet. Als Reserve werden weitere Wäscher genutzt.

Technik	Beschreibung
Nasswäscher	Gasförmige Verbindungen werden in einer geeigneten Flüssigkeit (Wasser oder alkalische Lösung) gelöst. Feststoffe und gasförmige Verbindungen können gleichzeitig abgetrennt werden. Im Anschluss an die Nasswäsche werden die Rauchgase mit Wasser gesättigt; vor der Freisetzung der Rauchgase müssen allerdings die Tröpfchen abgetrennt werden. Das so abgetrennte Abwasser muss behandelt werden; die nicht löslichen Bestandteile werden durch Sedimentation oder Filtration abgetrennt.
Elektrofilter oder Multizyklone mit mehrstufigen Venturi-Wäschern oder nachgeschaltete mehrstufige Wäscher mit doppeltem Einlass	Die Staubabtrennung erfolgt in einem Elektrofilter oder einem Multizyklon. Im Sulfitprozess auf Magnesiumbasis enthält der im E-Filter abgetrennte Staub hauptsächlich MgO sowie geringe Anteile an K-, Na- bzw. Ca-Verbindungen. Die zurückgewonnene MgO-Asche wird in Wasser suspendiert und durch Waschen und Ablöschen in Mg(OH) ₂ umgewandelt; dieses wird dann als alkalische Waschlösung in den mehrstufigen Wäschern verwendet, um die Schwefelbestandteile der Kochchemikalien zurückzugewinnen. Im Sulfitprozess auf Ammoniumbasis kann die Basischemikalie Ammoniak (NH ₃) nicht zurückgewonnen werden, da diese bei der Verbrennung in Stickstoff zerfällt. Nach der Staubabtrennung wird das Rauchgas abgekühlt, indem es durch einen mit Wasser betriebenen Kühlwäscher geleitet wird; anschließend wird es in einen mindestens dreistufigen Wäscher geleitet, wo die SO ₂ -Emissionen mit einer alkalischen Mg(OH) ₂ -Lösung (Sulfitprozess auf Magnesiumbasis) bzw. mit einer 100%igen frischen NH ₃ -Lösung (Sulfitprozess auf Ammoniumbasis) abgetrennt werden.

8.7.2 Beschreibung von Techniken zur Reduzierung des Frischwasserbedarfes und des Abwasservolumens und der Schadstoffbelastung des Abwassers

8.7.2.1 Prozessintegrierte Techniken

Technik	Beschreibung
Trockenentrindung	Trockenentrindung von Langholz in trockenen Trommeln. (Wasser wird nur zum Abwaschen des Holzes verwendet und anschließend unter minimaler Wäsche in die Kläranlage geführt.)
Total chlorfreies Bleichen (TCF-Bleichen)	Beim TCF-Bleichen wird die Verwendung chlorhaltiger Bleichchemikalien vollständig vermieden; entsprechend werden beim Bleichen keinerlei organische oder chlororganische Stoffe freigesetzt.
Modernes elementarchlorfreies (ECF) Bleichen	Beim modernen ECF-Bleichen wird der Verbrauch von Chlordioxid minimiert, indem einer der folgenden Bleichschritte oder eine Kombination davon angewendet werden: Sauerstoffbehandlung, Heißsäure-Hydrolyse, Ozonbehandlung bei mittlerer und hoher Stoffdichte und Behandlung mit atmosphärischem und mit komprimiertem Wasserstoffperoxid oder mit heißem Chlordioxid.
Erweiterte Delignifizierung	Eine erweiterte Delignifizierung mit (a) modifizierter Kochung oder (b) Sauerstoff-Delignifizierung verbessert die Delignifizierung des Zellstoffs (geringere Kappa-Zahl) vor dem Bleichen und reduziert entsprechend den Verbrauch an Bleichchemikalien und die CSB-Fracht des Abwassers. Die Reduzierung der Kappa-Zahl um eine Einheit vor dem Bleichen kann zu einer Verringerung der in die Bleichanlage freigesetzten CSB-Fracht um etwa 2 kg CSB/Tonne luro führen. Das abgetrennte Lignin kann zurückgewonnen und in das System zur Rückgewinnung von Chemikalien und Energie zurückgeführt werden.

Technik	Beschreibung
(a) Erweiterte modifizierte Kochung	Die erweiterte Kochung (bei diskontinuierlichen oder kontinuierlichen Systemen) umfasst längere Kochungszeiten bei optimierten Bedingungen (z. B. niedrigere Alkalikonzentration der Kochflüssigkeit am Anfang und höhere Konzentrationen am Ende des Kochungsprozesses), um möglichst viel Lignin noch vor dem Bleichen abzutrennen, ohne übermäßigen Kohlenhydratabbau oder wesentlichen Verlust der Festigkeit des Zellstoffs. Der Einsatz von Chemikalien in der anschließenden Bleichpartie und die organische Fracht des Abwassers der Bleichanlage können entsprechend verringert werden.
(b) Sauerstoff-Delignifizierung	Durch eine Sauerstoff-Delignifizierung kann ein erheblicher Anteil der nach der Kochung verbleibenden Lignin-Fracht abgetrennt werden, wenn Kochungsanlagen mit höheren Kappa-Zahlen betrieben werden müssen. Der Zellstoff reagiert unter alkalischen Bedingungen mit Sauerstoff und trennt damit einen weiteren Teil des verbliebenen Lignins ab.
Wirksames Sortieren und Waschen des Braunstoffs im geschlossenen Kreislauf	Das Sortieren des ungewaschenen Zellstoffs erfolgt mit geschlitzten Drucksieben in einem mehrstufigen geschlossenen Kreislauf. Verunreinigungen und Holzsplitter werden so bereits frühzeitig im Prozess abgetrennt. Bei der Braunstoffwäsche werden gelöste organische und anorganische Chemikalien aus den Zellstofffasern gelöst. Der Braunstoff kann zunächst im Kocher gewaschen werden; anschließend erfolgt eine Behandlung mit hochwirksamen Wäschern. Danach folgt vor dem Bleichen noch eine Sauerstoff-Delignifizierung. Unerwünschte Einträge, der Chemikalienverbrauch im Bleichprozess und die Abwasseremissionen werden reduziert. Außerdem können die Kochungschemikalien aus dem Waschwasser zurückgewonnen werden. Eine wirksame Waschung erfolgt durch mehrstufige Gegenstromwäsche mit Filtern und Pressen. Das Wassersystem der Anlage zum Sortieren des ungewaschenen Zellstoffs wird in einem vollständig geschlossenen Kreislauf betrieben.
Teilweises Recycling des Prozesswassers in der Bleichanlage	Saure und alkalische Filtrate werden im Gegenstrom zum Zellstofffluss in der Bleichanlage zurückgeführt. Das Wasser wird entweder in die Anlage zur Abwasserbehandlung oder – in seltenen Fällen – in den Waschprozess im Anschluss an die Sauerstoffbehandlung geführt. Effiziente Wäscher in den zwischengeschalteten Waschpartien sind eine Voraussetzung für geringe Emissionen. In effizienten Anlagen zur Herstellung von Sulfatzellstoff wird der Abwasserdurchfluss des Bleichprozesses auf 12 – 25 m ³ /Tonne lutro reduziert.

Technik	Beschreibung
Wirksame Leckageüberwachung und Rückhaltung, auch mit chemischer Rückgewinnung und mit Energierückgewinnung	<p>Ein wirksames System zur Überwachung, zum Auffangen und zur Rückgewinnung von Leckagen, das die unbeabsichtigte Freisetzung hoher organischer und manchmal toxischer Frachten sowie von pH-Wert-Spitzen (in die sekundäre Anlage zur Abwasserbehandlung) verhindert, umfasst:</p> <ul style="list-style-type: none"> • die Überwachung der Leitfähigkeit oder des pH-Wertes an strategisch wichtigen Punkten, um Verluste und Leckagen zu erkennen; • die Sammlung ausgelaufener oder verschütteter Flüssigkeiten mit größtmöglichem Feststoffgehalt; • eine Rückführung der gesammelten Flüssigkeit und der gesammelten Fasern in den Prozess an geeigneten Punkten; • Vorrichtungen, die vermeiden, dass ausgelaufene konzentrierte oder schädliche Flüssigkeiten aus kritischen Prozessbereichen (u. a. Tallöl und Terpentin) in die Anlage zur biologischen Abwasserbehandlung gelangen; • angemessen ausgelegte Puffertanks zur Sammlung und zur Lagerung stark toxischer oder heißer konzentrierter Flüssigkeiten.
Vorhalten ausreichender Kapazität der Eindampfanlagen von Schwarzlauge und der Kessel zur Ablaugerückgewinnung, um Spitzenlasten bewältigen zu können	<p>Die hinreichende Kapazität der Eindampfanlage der Schwarzlauge sowie des Ablaagekessels gewährleistet, dass auch beim Sammeln von Leckagen oder Abwässern aus Bleichanlagen zusätzlich anfallende Flüssigkeiten und Feststofffrachten behandelt werden können. Dadurch verringern sich die Verluste an schwacher Schwarzlauge sowie an anderen konzentrierten Prozessabwässern sowie möglicherweise an Filtraten aus der Bleichanlage.</p> <p>Die mehrstufige Eindampfanlage konzentriert schwache Schwarzlauge aus der Braunstoffwäsche und manchmal auch Bioschlamm aus der Abwasserbehandlung und/oder Salzkuchen aus der ClO₂-Anlage. Zusätzliche Eindampfungskapazität über die bei normalem Betrieb erforderliche Kapazität hinaus bietet ausreichende Reserven zur Rückgewinnung von Leckagen und zur Behandlung potenziell rückzuführender Bleichfiltratströme.</p>
Strippung von Schmutzkondensaten und Wiederverwendung der Kondensate im Prozess	<p>Durch Strippung verunreinigter Kondensate (Schmutzkondensate) und durch Wiederverwendung von Kondensaten im Prozess werden der Frischwasserbedarf einer Fabrik und die organische Belastung der Anlage zur Abwasserbehandlung reduziert.</p> <p>In einer Strippkolonne wird Dampf in Gegenstromrichtung durch zuvor gefilterte Prozesskondensate mit reduzierten Schwefelverbindungen, Terpenen, Methanol und anderen organischen Verbindungen geführt. Die im Kondensat enthaltenen flüchtigen Stoffe sammeln sich im Kopfdampf als nicht kondensierbare Gase sowie in Form von Methanol und werden aus dem System entfernt. Die gereinigten Kondensate können im Prozess wiederverwendet werden (z. B. zum Waschen in der Bleichanlage, zur Braunstoffwäsche, bei der Kautizierung (Schlammwäsche und -verdünnung, Schlammfilter-Spritzrohre), als Flüssigkeit für TRS-Waschen bei Kalköfen oder als Wasser zum Auffüllen der Weißlauge).</p> <p>Die abgetrennten nicht kondensierbaren Gase aus den am stärksten konzentrierten Kondensaten werden in das System zum Sammeln von Starkgasen zurückgeführt und verbrannt. Abgetrennte Gase aus mäßig verschmutzten Kondensaten werden im LVHC-System (<i>Low Volume High Concentration</i>) gesammelt und verbrannt.</p>
Eindampfung und Verbrennung von Abwässern aus der Heiß-Alkaliextraktion	<p>Die Abwässer werden zunächst durch Eindampfung konzentriert und dann als Biobrennstoff in einem Ablaagekessel verbrannt. Natriumcarbonat-haltiger Staub und die Schmelze aus dem Ofenboden werden gelöst, um Natronlauge zurückzugewinnen.</p>

Technik	Beschreibung
Rückführung von Waschflüssigkeiten aus der Vorbleiche in die Braunstoffwäsche und Verdampfung zur Reduzierung von Emissionen bei Vorbleichen auf MgO-Basis	<p>Voraussetzungen für die Nutzung dieser Technik sind eine verhältnismäßig kleine Kappa-Zahl nach dem Kochen (z. B. 14 – 16), hinreichende Kapazitäten der Becken/Behälter und Verdampfer sowie des Ablaugekessels zur Bewältigung zusätzlicher Volumina, die Möglichkeit zur Abtrennung von Ablagerungen aus der Waschausrüstung und ein mäßiger Weißgrad des Zellstoffs ($\leq 87\%$ ISO), da diese Technik eine leichte Beeinträchtigung des Weißgrads zur Folge haben kann.</p> <p>Bei Herstellern, die sehr hohe Weißgrade ($> 87\%$ ISO) erzielen müssen (z. B. bei Marktzellstoff zur Papiererzeugung), können Prozesse zur MgO-Vorbleiche problematisch sein.</p>
Gegenstromführung des Prozesswassers	In integrierten Fabriken wird Frischwasser vorwiegend durch die Spritzrohre der Papiermaschinen zugeführt und von dort in die Aufschlusspartie geleitet.
Trennung der Wassersysteme	Die Wassersysteme unterschiedlicher Prozesseinheiten (z. B. Stofflöser, Bleichanlage und Papiermaschine) werden nach dem Waschen und Entwässern des Zellstoffs (etwa durch Waschpressen) getrennt. Diese Trennung verhindert die Eintragung von Verschmutzungen in anschließende Prozessschritte und ermöglicht die Abtrennung störender Stoffe aus kleineren Volumina.
Hochkonsistenzbleiche (Peroxidbleiche)	Beim Hochkonsistenzbleichen wird der Zellstoff vor Zugabe der Bleichchemikalien entwässert (z. B. durch ein Doppelsieb oder durch Pressen). Dies ermöglicht eine wirksamere Nutzung der Bleichchemikalien, erhöht die Reinheit des Zellstoffs, reduziert den Eintrag schädlicher Stoffe in die Papiermaschine und verringert die CSB-Fracht. Verbliebenes Peroxid kann zurückgeführt und wiederverwendet werden.
Rückgewinnung von Fasern und Füllstoffen und Behandlung des Siebwassers	<p>Siebwasser aus der Papiermaschine kann mit folgenden Techniken behandelt werden:</p> <p>a) Save-all-Filter (in der Regel Trommel- oder Scheibenfilter oder Druckentspannungs-Flotationseinheiten (DAF = <i>Dissolved-Air Flotation</i>) usw.) zur Abtrennung von Feststoffen (Fasern und Füllstoffe) aus dem Prozesswasser; durch Druckentspannungs-Flotation in Siebwasserkreisläufen werden suspendierte Stoffe, Feinstoffe, kleine Kolloid-Partikel und anionische Stoffe ausgeflockt; die entstehenden Flocken können anschließend abgetrennt werden. Die zurückgewonnenen Fasern und Füllstoffe werden in den Prozess zurückgeführt. Sauberes Siebwasser kann in Reinigungseinrichtungen mit weniger strengen Anforderungen an die Wasserqualität wiederverwendet werden.</p> <p>b) Eine zusätzliche Ultrafiltration des vorgefilterten Siebwassers führt zu einem Superklar-Filtrat, dessen Qualität hinreichend für die Verwendung in Hochdruck-Spritzrohren ist und das als Sperrwasser und zur Verdünnung von Chemikalienzusätzen verwendet werden kann.</p>
Klärung von Siebwasser	In der Papierindustrie werden nahezu ausschließlich auf Sedimentierungs-, Filtrations- (mit Scheibenfiltern) und Flotationstechniken beruhende Systeme zur Wasserklärung eingesetzt. Am gebräuchlichsten ist die Druckentspannungs-Flotation (DAF). Anionische Verunreinigungen und Feinstoffe werden mit Zusatzstoffen zu Flocken ausgefällt, die physikalisch behandelt werden können. Als Flockungsmittel werden hochmolekulare, wasserlösliche Polymere oder anorganische Elektrolyte verwendet. Die erzeugten Agglomerate (Flocken) werden dann im Klärbecken aufgeschwemmt. Bei der Druckentspannungs-Flotation (DAF) werden die suspendierten Feststoffe an Luftblasen gebunden.

Technik	Beschreibung
Wasserrückführung	Das geklärte Wasser wird als Prozesswasser in der Anlage oder in integrierten Fabriken aus der Papiermaschine in den Aufschlussprozess und aus der Aufschlusspartie in den Entrindungsprozess geführt. Das Abwasser wird hauptsächlich an den Punkten mit der stärksten Verschmutzung abgelassen (z. B. Klarfiltrat des Scheibenfilters beim Aufschließen, Entrinden).
Optimale Gestaltung und Konstruktion von Behältern und Bütten (Papierherstellung)	Speicher- und Kreislaufwassertanks sind auf Prozessschwankungen und unterschiedliche Durchflussmengen auch beim Hoch- und Herunterfahren von Anlagen ausgelegt.
Waschpartie vor der Zerfaserung von Holzstoff aus Weichholz	In einigen Fabriken erfolgt eine Vorbehandlung von Weichholz-Schnitzeln durch Vorheizung mit Überdruck kombiniert mit einem Imprägnierungsprozess zur Verbesserung der Zellstoffeigenschaften. Eine Waschpartie vor dem Zerfasern und vor dem Bleichen reduziert die CSB-Fracht erheblich, indem ein geringes, aber hochkonzentriertes Abwasservolumen abgetrennt wird, das anschließend getrennt behandelt werden kann.
Substitution von NaOH durch $\text{Ca}(\text{OH})_2$ oder $\text{Mg}(\text{OH})_2$ als Lauge beim Peroxidbleichen	Die Verwendung von $\text{Ca}(\text{OH})_2$ als Lauge führt zu etwa 30 % geringeren CSB-Frachten unter Erhalt eines hohen Weißgrads. NaOH wird auch durch $\text{Mg}(\text{OH})_2$ ersetzt.
Bleiche im geschlossenen Kreislauf	In Sulfitzellstoff-Fabriken mit Kochung auf Natriumbasis kann das Abwasser aus der Bleichanlage z. B. durch Ultrafiltration, Flotation und Abscheidung harz- und fetthaltiger Bestandteile behandelt werden, damit die Bleiche im geschlossenen Kreislauf erfolgen kann. Die Filtrate aus der Bleich- und der Waschpartie werden in der ersten Waschpartie nach der Kochung wiederverwendet und schließlich in die Einheiten zur chemischen Rückgewinnung geführt.
Einstellung des pH-Wertes der Schwachlauge vor/in der Verdampfungsanlage	Die Neutralisation erfolgt vor der Verdampfung oder nach der ersten Verdampfungspartie, damit die organischen Säuren im Konzentrat gelöst bleiben und leichter mit der Ablauge in den Rückgewinnungsbehälter zurückgeführt werden können.
Anaerobe Behandlung der Verdampferkondensate	Siehe Abschnitt 1.7.2.2 (kombinierte anaerobe/aerobe Behandlung).
Stripptung und Rückgewinnung von SO_2 aus den Verdampferkondensaten	SO_2 wird aus den Kondensaten gestrippt; die Kondensate werden biologisch behandelt, und das gestrippte SO_2 wird zur Rückgewinnung als Kochungschemikalie weitergeleitet.
Überwachung und kontinuierliche Kontrolle der Prozesswasserqualität	Bei fortschrittlichen Systemen mit geschlossenem Wasserkreislauf muss das gesamte System (Fasern, chemische Zusatzstoffe und Energiekreislauf) optimiert werden. Diese Optimierung umfasst auch eine Überwachung der Wasserqualität sowie der Motivation und der Kenntnisse des Personals und der Tätigkeiten in Verbindung mit den verschiedenen Maßnahmen, die die erforderliche Wasserqualität sicherstellen sollen.
Vermeidung und Entfernung von Biofilmen mit Methoden zur Minimierung von Biozidemissionen	Der kontinuierliche Eintrag von Mikroorganismen durch Wasser und Fasern führt in jeder Papierfabrik zu einem spezifischen mikrobiologischen Gleichgewicht. Um übermäßiges Wachstum der Mikroorganismen zu verhindern und Ablagerungen agglomerierter Biomasse oder Biofilme in Wasserkreisläufen und Ausrüstungen zu vermeiden, werden häufig biologische Dispergiermittel oder Biozide verwendet. Bei der katalytischen Desinfektion mit Wasserstoffperoxid werden keine Biozide benötigt, um Biofilme und freie Keime im Prozesswasser und im Papierschlamm zu beseitigen.
Abtrennung von Calcium aus Prozesswasser durch kontrollierte Calciumcarbonat-Ausfällung	Eine Senkung der Calcium-Konzentration durch kontrollierte Abtrennung von Calciumcarbonat (z. B. in einer DAF-Zelle) mindert die Gefahr unerwünschter Ausfällungen von Calciumcarbonat oder Kalk in Wassersystemen und Ausrüstungen (z. B. in den Walzen der verschiedenen Partien oder in Sieben, Filzen, Spritzrohdüsen und Leitungen oder in Anlagen zur biologischen Abwasserbehandlung).
Optimierung der Reinigungseinrichtungen (Spritzrohre) in der Papiermaschine	Die Optimierung der Spritzrohre umfasst: a) die Wiederverwendung des Prozesswassers (z. B. geklärtes Siebwasser), um den Frischwasserverbrauch zu reduzieren, und b) die Verwendung von Spezialdüsen für die Spritzrohre.

8.7.2.2 Abwasserbehandlung

Technik	Beschreibung
Vorklärung	<p>Physikalisch-chemische Behandlung z. B. zur Vergleichmäßigung, Neutralisierung oder Sedimentierung.</p> <p>Beispielsweise mithilfe von Ausgleichsbecken wird eine Vergleichmäßigung hergestellt, um größere Schwankungen des Durchflusses, der Temperatur und der Konzentration von Verunreinigungen zu verhindern und dadurch eine Überlastung des Systems zur Abwasserbehandlung zu vermeiden.</p>
Zweite Reinigungsstufe (biologisch)	<p>Bei der Abwasserbehandlung mit Mikroorganismen ist zwischen Prozessen mit aerober und anaerober Behandlung zu unterscheiden. In einem zweiten Klärungsschritt werden Feststoffe und Biomasse durch Sedimentierung (gelegentlich kombiniert mit einer Flockung) aus den Abwässern ausgefällt.</p>
a) Aerobe Behandlung	<p>Bei der aeroben biologischen Abwasserbehandlung wird biologisch abbaubares gelöstes und kolloidales Material im Wasser unter Lufteinwirkung durch Mikroorganismen teilweise in festes Zellmaterial (Biomasse) und teilweise in Kohlendioxid und Wasser umgewandelt. Folgende Prozesse kommen zur Anwendung:</p> <ul style="list-style-type: none"> • ein- oder zweistufige Belebtschlammanlagen; • Biofilm-Reaktorprozesse; • Biofilm-/Belebtschlamm-Prozesse (Kompaktanlagen zur biologischen Behandlung); bei dieser Technik werden Schwebbetten mit Füllkörpern (Carrier) und Belebtschlamm (BAS = <i>Bed carriers with activated sludge</i>) kombiniert. <p>Die erzeugte Biomasse (überschüssiger Schlamm) wird aus dem Abwasser abgetrennt, bevor das Wasser abgeleitet wird.</p>
b) Kombinierte anaerobe/aerobe Behandlung	<p>Bei der anaeroben Abwasserbehandlung werden organische Anteile des Abwassers durch Mikroorganismen unter Luftabschluss in Methan, Kohlendioxid, Schwefelwasserstoff usw. umgewandelt. Der Prozess erfolgt in einem luftdichten Reaktor. Die Mikroorganismen werden im Anaerobreaktor als Biomasse (Schlamm) zurückgehalten. Das bei diesem biologischen Prozess entstehende Biogas besteht aus Methan, Kohlendioxid und anderen Gasen (Wasserstoff, Schwefelwasserstoff usw.) und kann zur Energieerzeugung genutzt werden.</p> <p>Wegen der verbleibenden CSB-Frachten ist die anaerobe Behandlung als Vorbehandlung vor der aeroben Behandlung zu betrachten. Die anaerobe Vorbehandlung reduziert das Volumen des bei der biologischen Behandlung entstehenden Schlamms.</p>
Dritte Reinigungsstufe	<p>Die dritte Reinigungsstufe beinhaltet Techniken wie z. B. die Filtration zur Abtrennung weiterer Feststoffe, die Nitrifikation und die Denitrifikation zur Elimination von Stickstoff oder Flockung/Fällung mit anschließender Phosphatfiltration. In der Regel erfolgt eine dritte Reinigungsstufe dann, wenn die Vorklärung und die biologische Behandlung nicht ausreichend sind, um die erforderlichen niedrigen AFS-, Stickstoff- oder Phosphorkonzentrationen zu erzielen (etwa aufgrund besonderer örtlicher Gegebenheiten).</p>

Technik	Beschreibung
Angemessen ausgelegte und betriebene Anlagen zur biologischen Behandlung	Eine angemessen ausgelegte und betriebene Anlage zur biologischen Behandlung setzt eine geeignete Ausgestaltung und Dimensionierung der Behandlungsbehälter/-becken (z. B. Sedimentationsbehälter) entsprechend der jeweiligen hydraulischen Belastung und den vorhandenen Verunreinigungen voraus. Niedrige AFS-Emissionen werden durch eine gute Ausfällung der aktiven Biomasse erreicht. Mit regelmäßigen Überprüfungen der Auslegung, der Dimensionierung und des Betriebs der Anlage zur Abwasserbehandlung sind diese Ziele leichter zu erreichen.

8.7.3 Beschreibung der Techniken zur Abfallvermeidung und Abfallmanagement

Technik	Beschreibung
System zur Abfallbewertung und -entsorgung	Systeme zur Abfallbewertung und zum Abfallmanagement werden eingesetzt, um machbare Ansätze zur optimierten Vermeidung, Wiederverwendung, Rückgewinnung, Recycling und endgültigen Entsorgung der Abfälle zu ermitteln. Abfallverzeichnisse ermöglichen die Identifizierung und die Einstufung von Typen, Merkmalen, Mengen und Herkunft der einzelnen Abfallfraktionen.
Getrennte Sammlung unterschiedlicher Abfallfraktionen	Die getrennte Sammlung unterschiedlicher Abfallfraktionen jeweils am Entstehungsort und ggf. die Zwischenlagerung der Abfälle können die Möglichkeiten zur Wiederverwendung oder zum Recyclieren der Abfälle verbessern. Die getrennte Sammlung beinhaltet auch die Abtrennung und Einstufung gefährlicher Abfallfraktionen (z. B. Öl- und Fettrückstände, Hydraulik- und Transformatoröle, Altbatterien, Elektroschrott, Lösemittel, Lacke, Biozide und Chemikalienrückstände).
Mischung geeigneter Rückstandsfraktionen	Mischung geeigneter Rückstandsfraktionen je nach bevorzugten Optionen zur Wiederverwendung/zum Recycling und je nach weiterer Behandlung und Entsorgung.
Vorbehandlung von Prozessrückständen vor der Wiederverwendung bzw. vor dem Recycling	Die Vorbehandlung umfasst Techniken wie zum Beispiel: <ul style="list-style-type: none"> • Entwässern z. B. von Schlamm, Rinde oder Spuckstoffen sowie gelegentlich Trocknung zur Verbesserung der Wiederverwendungsmöglichkeiten noch vor der Nutzung (z. B. Erhöhen des Brennwertes vor der eigentlichen Verbrennung); oder • Entwässern zur Gewichts- oder Volumenreduzierung für den Transport; zur Entwässerung werden Bandpressen, Schraubenpressen, Dekantierzentrifugen und Kammerfilterpressen eingesetzt; • Zerkleinern/Schreddern von Spuckstoffen z. B. aus der Altpapierverarbeitung und Abtrennung metallischer Teile zur Verbesserung des Verbrennungsverhaltens vor der Verbrennung; • biologische Stabilisierung vor dem Entwässern, wenn eine Verwendung in der Landwirtschaft vorgesehen ist.
Stoffliche Rückgewinnung oder Recycling von Prozessrückständen vor Ort	Zur Rückgewinnung von Material werden beispielsweise folgende Techniken eingesetzt: <ul style="list-style-type: none"> • Abscheidung von Fasern aus Wasserströmen und Rückführung in das Ausgangsmaterial; • Rückgewinnung von chemischen Zusatzstoffen, Beschichtungspigmenten usw.; • Rückgewinnung von Kochungschemikalien mit Ablaugekesseln, durch Kaustizieren usw.

Technik	Beschreibung
Rückgewinnung von Energie vor Ort oder an einem anderen Standort aus Abfällen mit hohem Gehalt an organischen Bestandteilen	Rückstände aus Entrindungs-, Häcksel- und Siebprozessen usw.; z. B. Rinde, Faserschlamm oder sonstige hauptsächlich organische Rückstände werden wegen ihres Heizwerts in Verbrennungsanlagen verbrannt oder zur Energierückgewinnung in Biomasse-Kraftwerken eingesetzt.
Externe stoffliche Verwendung an einem anderen Standort	<p>Die stoffliche Verwendung geeigneter Abfälle aus der Zellstoff- und Papierproduktion kann auch in anderen Industriezweigen erfolgen; z. B.</p> <ul style="list-style-type: none"> • beim Verbrennen in den Öfen oder beim Mischen mit dem Einsatzmaterial für die Herstellung von Zement, Keramik oder Ziegeln (beinhaltet die Rückgewinnung von Energie); • Kompostierung des Papierschlammes oder Ausbringung geeigneter Abfallfraktionen in der Landwirtschaft; • Nutzung anorganischer Abfallfraktionen (Sand, Steine, Grobstaub, Asche und Kalk) im Bausektor (zur Herstellung von Pflastern, zum Straßenbau usw.); <p>Die Eignung von Abfallfraktionen zur Verwendung an anderen Standorten hängt von der Zusammensetzung der Abfälle (z. B. vom Gehalt an anorganischen Stoffen/Mineralien) ab und kommt nur dann in Betracht, wenn bei der vorgesehenen Wiederverwertung nachweislich keine Umwelt- oder Gesundheitsschäden zu erwarten sind.</p>
Vorbehandlung der Abfallfraktion vor der Beseitigung	Die Vorbehandlung des Abfalls vor der Entsorgung beinhaltet Maßnahmen zur Gewichts- oder Volumenreduzierung vor dem Transport oder der Entsorgung (Entwässern, Trocknen usw.).

9 CONCLUDING REMARKS AND RECOMMENDATIONS FOR FUTURE WORK

Timing of the review process

The key milestones of the review process are summarised in Table 9.1.

Table 9.1: Key milestones of the review process of the BREF for the Production of Pulp, Paper and Board

Key milestone	Date
Reactivation of the TWG	19 April 2006
Call for wishes	31 May 2006
Kick-off meeting	13 – 15 November 2006
First data collection	2007
Second data collection	2009
First draft of revised PP BREF	19 April 2010
End of commenting period on first draft (1 836 comments received)	21 June 2010
Third data collection (air)	Spring 2011
Second draft of revised PP BREF	4 May 2012
End of commenting period on second draft (1 451 comments received)	13 July 2012
Final TWG meeting	22 – 26 April 2013

During the review process, a total of 31 site visits in six EU Member States were carried out, covering all PP subsectors and comprising paper mills of various sizes, configurations and levels of complexity.

Sources of information and information gaps

During the review of the BREF for the Production of Pulp, Paper and Board (PP BREF), around 3 500 comments were made by the TWG. Major contributors of information were the Confederation of European Paper Industries (CEPI) and 13 EU Member States. The data collection exercise provided a large basis for emissions data and techniques in use at the mill site level: around 130 questionnaires were received. All these documents were assessed by the EIPPCB. As a result, more than 280 documents are referenced in the revised PP BREF (see REFERENCES).

Degree of consensus reached during the information exchange

A high degree of consensus was reached on the BAT conclusions. However, some dissenting views were raised, as described in the following table.

Table 9.2: Split views

Split view number	TWG member	Expression of the split view
2	ES	A dissenting view was expressed by Spain, who considers that there should not be a reference to a concentration value for BOD emissions in the BAT conclusions without providing an associated waste water flow
3	AT, DE, EEB	A dissenting view was expressed by Austria and Germany, supported by EEB, who consider that BAT-associated emission levels (BAT-AELs) for emissions to water should refer, in general, to daily averages
4	AT, DE, EEB	A dissenting view was expressed by Austria and Germany, supported by EEB, who consider that BAT-associated emission levels (BAT-AELs) for emissions to air should refer, in general, to a short-term averaging period, i.e. daily average
6	ES, PT, PL, CEPI	A dissenting view was expressed by Spain and CEPI, supported by Portugal and Poland, who consider that the upper end of the BAT-associated emission level (BAT-AEL) as a yearly average for gaseous S for recovery boilers in kraft pulp production (BAT 21) should be increased from 0.17 to 0.21 kg S/ADt
8	IT, FR, PL CEPI	A dissenting view was expressed by Italy, supported by France, Poland and CEPI, who consider that the upper end of the BAT-associated emission level (BAT-AEL) on total phosphorus for waste water discharges to receiving waters from the integrated production of paper and board from recycled fibres pulp produced without deinking on site (BAT 45) should be increased from 0.005 kg/t to 0.01 kg/t, as a yearly average

Consultation of the Forum and subsequent formal adoption procedure of the BAT Conclusions

In accordance with Article 13(3) of the Directive, the forum gave its opinion on the draft Best Available Techniques (BAT) reference document for the Production of Pulp, Paper and Board as presented at the meeting of the forum of 20 September 2013:

1. The [forum welcomed](#) the draft Best Available Techniques (BAT) reference document for the Production of Pulp, Paper and Board as presented by the Commission.
2. The forum acknowledged the discussions held at its meeting of 20 September 2013 and agreed that the changes to the draft Best Available Techniques (BAT) reference document for the Production of Pulp, Paper and Board, as proposed in [Annex A](#), should be included in the final document.
3. The forum reaffirmed the comments in [Annex B](#) as representing the views of certain members of the forum but, on which, no consensus existed within the forum to include them in the final document.

Subsequently, the Commission took the opinion of the IED Article 13 Forum into account when preparing the draft Commission Implementing Decision establishing best available techniques (BAT) conclusions for the production of pulp, paper and board. The IED Article 75 Committee, at its meeting of 6 May 2014, gave a [positive opinion on this draft Commission Implementing Decision](#).

Subsequently:

- the [Commission Implementing Decision 2014/687/EU](#) establishing best available techniques (BAT) conclusions for the production of pulp, paper and board was adopted on 26 September 2014 and published in the Official Journal of the European Union (OJ L 284, 30.9.2014, p. 76)

Recommendations for future work

The information exchange revealed a number of issues where further information should be collected during the next review of the PP BREF. These issues include:

- the compelling need to collect short-term emissions data for air and water pollutants, and their corresponding flows, based on a well designed and agreed questionnaire, in relation to: kraft pulp mills, sulphite pulp mills, mechanical pulp mills, RCF without deinking mills, RCF with deinking mills, non-integrated paper mills and speciality paper mills;
- the compelling need to discuss whether emissions of the relevant pollutants emitted by the sector should be expressed in concentrations and/or loads;
- the need to improve the quality and comparability of the data reported (e.g. harmonisation of methods to obtain the short- and long-term averages, distinction between new and existing mills);
- the compelling need to collect data on energy consumption with a harmonised methodology (e.g. using criteria mentioned in regulatory instruments, such as the EU Ecolabel);
- researching information about the kraft pulp mills using tertiary treatment (also including those outside the EU);
- the need to collect data on CO emissions from the lime kiln in the kraft sector and from the recovery boiler in the sulphite sector, including potential cross-media effects (NO_x, SO_x, energy efficiency);
- the need to collect data on flows associated to SO₂ and TRS emissions, and further data on NO_x emissions from dedicated TRS burners for the kraft sector;
- the compelling need to collect data on emissions from the dissolving kraft and dissolving sulphite processes;
- the need to collect contextual information in relation to COD and total nitrogen emissions for non-integrated paper and board mills (excluding speciality paper mills).

Suggested topics for future R&D work

The Commission is launching and supporting, through its Research and Technological Development programmes, a series of projects dealing with clean technologies, emerging effluent treatment and recycling technologies and management strategies. Potentially, these projects could provide a useful contribution to future BREF reviews. Readers are therefore invited to inform the European IPPC Bureau of any research results which are relevant to the scope of this document (see also the fifth section of the Preface of this document).

The 'Two-Team Project' was launched by CEPI to identify breakthrough technologies to cut the carbon footprint of pulp- and papermaking. Examples of breakthrough technologies are the use of deep eutectic solvents and flash condensing with steam.

10 ANNEXES

10.1 Annex I: Determination of emissions for specific waste water discharges from integrated chemical pulp mills and/or multiproduct mills

The method for assessing emissions for specific waste water discharges from integrated chemical pulp mills and/or multiproduct mills proposed in Section 2.1.3 is explained below using two examples.

Example 1: multiproduct mill which consists of an integrated kraft pulp and paper mill, a CTMP mill, and a RCF pulp and paper mill

The example mill is a multiproduct mill which manufactures bleached kraft pulp and uncoated fine paper, CTMP pulp, wood-containing coated paper and deinked RCF pulp and paper. The effluents from all departments are mixed before treatment and are sent to primary and biological treatment. For assessing the environmental performance of the mill, the pollutant concentrations and the corresponding flow are measured at the final point of waste water discharge.

The production profile, the net production (2008) and the installed capacity of the mill are given in Table 10.1 (data were modified by the EIPPCB as the example is only illustrative):

Table 10.1: Production profile of the multiproduct mill

Type of production	Production capacity [ADt/day]	Net production [ADt/day]
Bleached kraft pulp from softwood and hardwood (most of the pulp is used for paper manufacturing in the same plant)	1 320	1 200
CTMP pulp (all pulp is used for the manufacturing of wood-containing paper in the same plant)	225	207
Wood-free uncoated fine paper	1 345	1 077
Wood-containing coated paper	830	600
Recovered paper-based paper with DIP	370	312
Total net production (paper and a little market pulp; some pulp is purchased to make the required fibre balance)	2 570	2 047

Source: Institute of Biopolymers and Chemical Fibres, Environmental Protection Laboratory, Lodz, Poland, 2009

Calculation of emissions for specific waste water discharges

The method of calculation is presented for the example of COD emissions. The current BAT-AELs for COD for the types of production listed above are compiled in Table 10.2.

Table 10.2: BAT-AELs for COD for the different types of production of the multiproduct mill

Type of production	BAT-AEL _{COD} BREF [kg/ADt]	BAT-AEL _{COD} values used for calculations [kg/ADt]
Bleached kraft pulp	7 – 20 (Chapter 8)	It is up to the local competent authority to decide whether the lower or the upper end of the BAT-AELs, or something in between, is applied (e.g. see items I and II below)
Uncoated fine paper (wood-free)	0.15 – 1.5 (Chapter 8)	
Integrated mechanical pulp and paper	0.9 – 4.5 (Chapter 8)	
Integrated RCF pulp with DIP & paper	0.9 – 3.0 (Chapter 8)	

I. Calculation based on the upper end of the BAT-AEL range for COD:

Equation (1): $\text{Load}_{\text{COD}} = 1\,200 \times 20 + 1\,077 \times 1.5 + 600 \times 4.5 + 312 \times 3 = 29\,251.5 \text{ kg/day}$

Equation (2) using flow values within the flow ranges shown in Sections 3.2, 7.2, 5.2 and 6.2:
 $\Sigma \text{flow} = 1\,200 \times 40 + 1\,077 \times 12.5 + 600 \times 16 + 312 \times 11.5 = 74\,651 \text{ m}^3/\text{day}$

Calculating the flow according to Equation (2) and applying Equation (1) gives a corresponding COD concentration of around 390 mg/l. Other readers may prefer to work with total loads and the corresponding flows only.

II. Calculation based on the lower end of the BAT-AEL range:

Equation (1): $\text{Load}_{\text{COD}} = 1\,200 \times 7 + 1\,077 \times 0.15 + 600 \times 0.9 + 312 \times 3 = 10\,037.55 \text{ kg/day}$

Considering the same flow calculated before, a corresponding COD concentration of around 135 mg/l for this individual multiproduct mill can be determined.

The emissions for the other pollution parameters such as BOD, TSS, AOX, tot-P, tot-N and specific waste water flow can be calculated in the same way as exemplified for COD.

Example 2: integrated kraft pulp and paper mill that produces coated and uncoated graphic papers

The example mill is located by the sea on the west coast of Finland near the city of Rauma. At the same mill site, a pulp mill, a tall oil refinery, a biofuel power plant, four paper machine lines, a fluff pulp line, a twin-line debarking plant, two grinders, three TMP plants, a surface water treatment plant, a joint biological waste water treatment plant for industrial and municipal waste water and a landfill site for industrial waste are located.

The production capacity is 600 000 tonnes/yr ECF sulphate pulp, of which 150 000 tonnes are fluff pulp and 1 280 000 tonnes are supercalendered paper and light-weight coated paper. The capacity of the tall oil refinery is 100 000 tonnes/yr. The biofuel power plant also produces district heat to the town of Rauma.

Figure 10.1 outlines the production processes and other main operations at the Rauma integrated mills. In this integrated case, the pulp and paper mills are owned and operated by different companies. Oy Metsä-Botnia Ab operates all kraft pulp mill operations whereas UPM-Kymmene Oyj operates mechanical pulping, paper mill operations, fluff pulp line and a joint waste water treatment plant. The biofuel power plant and tall oil refinery are also operated by independent companies. There is also the option for the paper mill to buy kraft pulp and fluff pulp outside (not from Metsä-Botnia).

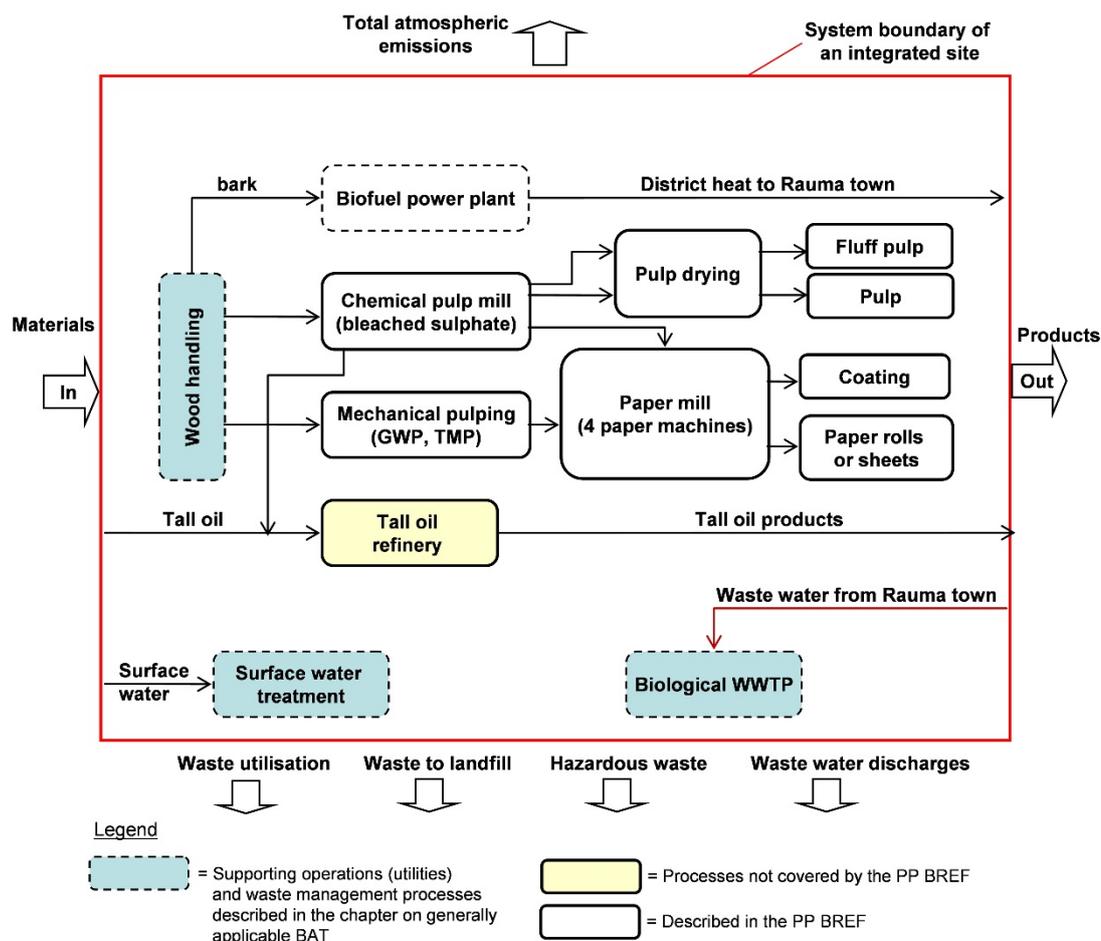


Figure 10.1: Example of an integrated pulp and paper mill: the production and supporting processes at Rauma mills

Allocating emissions from a joint waste water treatment plant at the Rauma site including a chemical pulp mill and a paper mill

Waste waters from the two mills (and from the town) are mixed and treated in an activated sludge plant. BOD, phosphorus, nitrogen and total solids are allocated according to flow and the measured outlet concentration. The maximum flow of the pulp mill is 29 364 m³/day (~17.8 m³/ADt), of the paper mill 35 800 m³/day (~10.2 m³/ADt) and of the town of Rauma 10 424 m³/day. This can be justified by the fact that, in a biological treatment plant, the bacteria need a certain minimum soluble concentration of biodegradable organic material and nutrients to live and this concentration is reached in a correctly dimensioned plant. The plant is designed to reach the minimum BOD concentration and nutrient concentration is controlled by adding these elements to the process for the proper functioning of the biological process. Increasing or decreasing the BOD or nutrient load for the plant moderately does not change the output concentration. Additional BOD is readily consumed by the bacteria and nutrient control determines the necessary addition to reach the targeted output level. Adding more fresh water (flow) to the processes and the treatment plant instead increases the total emission load because the concentration would remain unchanged. The solids concentration after the sedimentation process depends on flow, and increasing flow even increases the concentration and thus also the total load.

The COD emission is allocated in this case according to the soluble part of the COD (in practice filtered) of the input flows. However, the different character of chemical pulp mill COD and paper mill COD is taken into account. COD reduction for soluble COD from the paper mill in an activated sludge plant is typically 80 – 85 %. The corresponding figure for chemical pulp COD is typically 55 – 70 % depending on the subprocesses of the mill.

In the case of Rauma, certain assumed soluble COD reduction rates are set for the two mills: 84 % for the paper mill, and 60 % for the pulp mill (see Figure 10.2). As these two reduction rates never precisely meet the real total reduction of the plant over a certain period of time, they have to be adapted. This adaptation is selected so that it leads proportionally to the same emission change for both mills compared to the situation with the assumed reduction figures: in this case, the real achieved reduction rates for COD are 64 % for the pulp mill, and around 87 % for the paper mill.

A reduction of the initial COD load from the pulp mill of 56.34 tonnes/day by 64 % gives a discharge of 20.2 tonnes/day which corresponds to a product-specific value of 12.3 kg COD/ADt, if calculated with production at maximum capacity (1 644 ADt/day, 365 operating days). For the paper mill, the initial COD load of 77.37 tonnes/day is reduced to 11.1 tonnes/day (~86 %) which corresponds to a specific COD load of 3.2 kg COD/t, if calculated with production at maximum capacity (3 507 tonnes/day, 365 operating days).

Figure 10.2 summarises exemplarily the assumptions made for the allocation of the emissions from the joint waste water treatment plant for an integrated site that produces chemical pulp, mechanical pulp and printing paper.

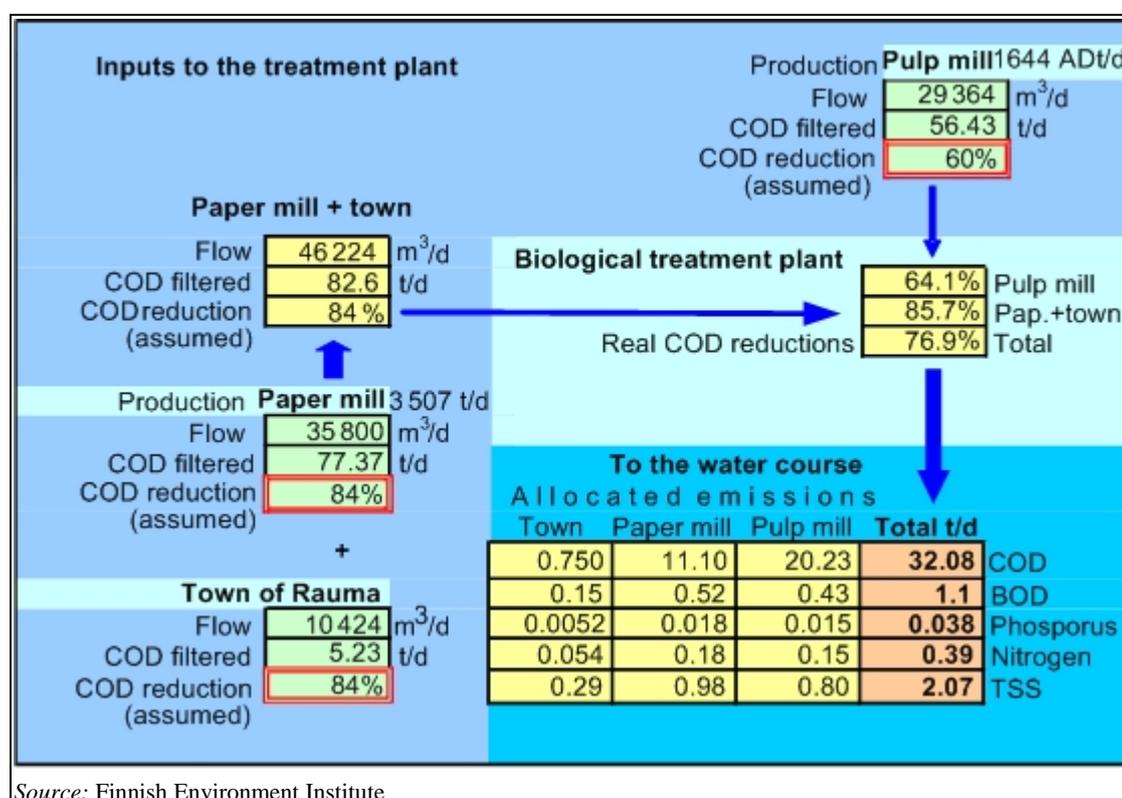


Figure 10.2: Allocation of the emissions from a joint waste water treatment plant at the Rauma integrated mill site that includes a chemical pulp mill and a paper mill

10.2 Annex II: Variations of emissions over time

10.2.1 Variation of emissions during different reference periods

In permits and for establishing permit compliance for pulp and paper mills, different concentration- or load-based emission or target values with different time references (daily, monthly, yearly means) are used. In order to facilitate the widest possible use of the presented emission data, it seems useful to discuss the relationships between the different applied reference periods in order to enable a reliable comparison of such data and to objectively interpret the BAT-AELs. Data presented in this document represent different reference periods - yearly, monthly and daily average values.

Emissions to water

The emissions to water (and air) for different reference periods vary over time and this should be borne in mind when deriving BAT-AELs for a given mill. The COD and BOD₅ emissions of an existing example mechanical pulp and paper mill are plotted in Figure 10.3 as daily, monthly and yearly mean values. The example shows the magnitude of the fluctuations of emissions over a complete year and gives an idea of the relevance of different reference periods (e.g. daily, monthly and yearly means). The standard deviation and the permit limit value (monitoring value) are also indicated in this example.

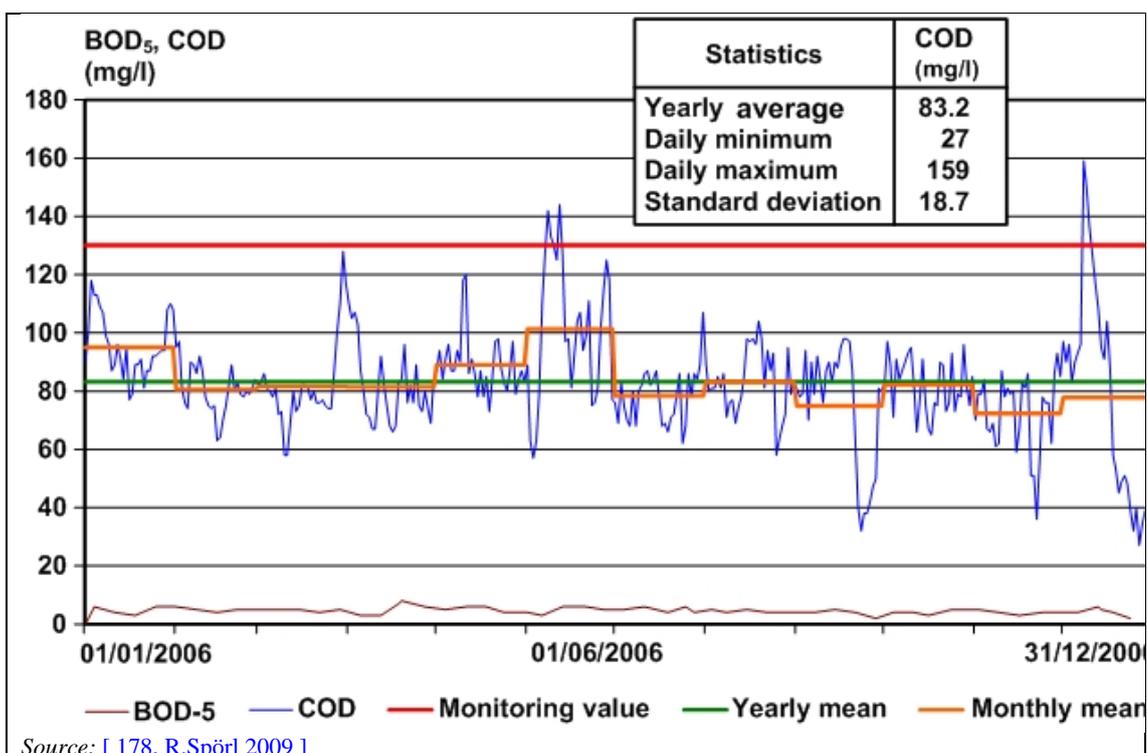


Figure 10.3: COD and BOD emission data after biological treatment expressed as daily, monthly and yearly means

By use of this example and other studies ([177, Spanish Ministry of Environment 2009], [178, R.Spörl 2009]), the major aspects related to the variability of emissions over time are discussed and the conclusions are presented below.

- Emission data with different reference periods show different fluctuations and have different absolute values. The longer the reference period, the lower the relevant emission limit can be.
- The yearly mean value is the average of all measured emission data over a complete year.

- The monthly average can be best expressed as a minimum - maximum range. The highest monthly average values have been taken as BAT-AEL, when provided, because a whole month is considered a significant time interval. No values are disregarded.
- Daily average values measured in 24-hour mixed samples over a complete year normally show a typical behaviour within a certain range but some higher peak values can also be seen. Taking the highest daily mean value of the entire set as a reference for the achieved emissions does not give a representative picture of the real environmental performance of the mill (in Figure 10.3 this would correspond to a COD value of 159 mg/l determined in the 24-hour mixed sample). This would overestimate the relevance of the few days where failures, disruptions or deviations from normal operating conditions occur and consequently this leads to an unreasonably high emission level. The actual plant performance achieved by normal operating conditions is not reflected by this emission level.
- Therefore, BAT-AELs for daily average reference periods are based on an outlier-adjusted data set. This approach corresponds to normal operating conditions which means that extraordinary failures or disruptions are excluded. However, typical short-term interruptions of the production process (e.g. web breaks in the paper machine) are considered to be part of a paper mill's normal operation because web breaks occur on a regular basis, for example once a day (or more). During normal operation, fluctuations in emission data are mainly of a random nature and therefore, as a rule of thumb, outliers can be rejected by dismissing all values that are above or below the yearly mean plus double the standard deviation (disregard outlier $>$ yearly mean + $2 \times$ STDDEV). This corresponds roughly to the 97th percentile value. In our example, see Figure 10.3, emission values >120 mg/l and <45 mg/l would be disregarded. In the example, the following values were considered atypical: increased COD values occurring on several days in June and December, when mill trials for the development of new products led to higher levels; but also lower COD values caused by standstills on several days in September and December.
- A simple method to dismiss atypical peak values to establish BAT-AELs is to calculate the 95th percentile for the daily average values. Other percentiles and approaches are also possible and are applied in Europe.
- There is no constant relationship between the emission data of different reference periods. However, approximated values can be derived with reasonable accuracy. It should be noted that all these approximations are based on a number of assumptions that should be considered when using them. The variability of emission can be characterised by using the standard deviation. Another option is the use of variability factors, meaning the ratio between the daily/monthly mean values and the yearly average value for example.
- Variability factors, i.e. regarding the ratio between the daily mean values and the yearly average, can be established which make it possible to approximately calculate or assess the corresponding emission levels of daily, monthly and yearly average values.
- A recent study on the variation of emissions during different reference periods carried out for four large and medium-sized Spanish pulp and paper mills derived variability factors between daily and yearly average values [177, Spanish Ministry of Environment 2009]. The analysed mills all apply BAT and achieve emission values within the ranges associated with the implementation of BAT as included in the BREF. The analysis focuses exclusively on TSS and COD. All measured values were taken into consideration when calculating the monthly and yearly averages, whereas only 95% of the daily readings were used for calculating the daily mean values – the highest readings were discarded. The highest 5% of the values were not taken into account in order to reflect a more representative situation, which can be considered normal operation. Expressed as specific emission load (kg TSS/ADt and kg COD/ADt), the variability factors or the ratio between the yearly mean and the 95th percentile value of the daily average values of the four mills were determined to be 2.3 for TSS and 1.7 for COD. In other countries and mills there are also findings with slightly higher and lower ratios. In Table 10.3 the actual measured and calculated specific COD emission load data are shown for three different reference periods (year, month, day).

Table 10.3: Mean yearly, monthly and daily values for specific COD emissions from four mills

Type of mill	COD kg/ADt			Daily/yearly mean variability factor
	Yearly average	Highest monthly average	95th percentile of daily mean values	
Market bleached kraft	11.15	12.82	17.12	1.53
Kraft pulp partially integrated with coated paper	7.17	7.95	14.25	1.99
Packaging paper with deinking	1.04	1.15	1.85	1.78
Coated paper	1.71	2.08	2.65	1.55

Source: [177, Spanish Ministry of Environment 2009]

- Assuming more or less normally distributed emission values, a recent study proposed a simple formula to convert the emission concentration levels of one reference period (e.g. a day) into a monthly or yearly emission value by using the standard deviation [178, R.Spörl 2009]. However, in some cases (e.g. P, N and TSS emissions) the effluent values are positively, unevenly distributed.
- The variation of emission values varies between parameters within a certain range. Figure 10.3 shows that the BOD₅ values are rather stable and always below 25 mg/l as a daily average. COD emission levels vary over time within a certain range.
- Variations of emissions over time within a certain range are unavoidable. However, there are many measures to ensure the smoother running of processes and emission control techniques. To prevent and reduce peak emissions is considered BAT.

The reader of this document should be aware of the differences between daily, monthly and yearly average emission values. Emission values should always be interpreted together with the corresponding reference period.

Emissions to air

A Spanish report on variability analysis of air emissions from recovery boilers and lime kilns [10, Spanish Ministry of Environment 2012] shows the variations among values obtained from a daily sample and the corresponding yearly average. It is calculated as the ratio between the maximum daily values and the mean yearly value. Only 95 % of the daily readings were used for the daily values – the highest readings were discarded. Table 10.4 shows this variability in recovery boilers and Table 10.5 illustrates this variability in lime kilns.

Table 10.4: Day/year variability factors in recovery boilers

Air emissions variability in recovery boilers						
95th percentile daily value/ yearly average value						
No of Recovery Boiler	Parameter					Average of day/year variability in recovery boilers
	Dust	NO _x	SO ₂	TRS	SH ₂	
1	1.6	1.23	2.67		2.35	2.1
2	1.94	1.13	2.17	1.33		
3	1.96			4.2		
4	1.87		2.26	2.71	1.8	
5	2.56	1.18	2.98	1.91	2.0	
6	1.77	1.59	2.52		2.12	
7	1.32	1.27	1.94		2.6	
8	1.77		2.43	3.72	2.07	
Day/year variability average	1.85	1.28	2.42	2.77	2.16	

Source: [10, Spanish Ministry of Environment 2012]

Table 10.5: Day/year variability factors in lime kilns

Air emissions variability in lime kilns						
95th percentile daily value/ yearly average value						
No of Lime kiln	Parameter					Average of day/year variability in lime kilns
	Dust	NO _x	SO ₂	TRS	SH ₂	
1	1.7	1.54	2.56		2.72	2.23
2	1.67			2.4		
3	2.34	2.17	2.81	2.91		
4	1.6	1.33	3.92	1.59	1.55	
5	2.67	1.66	1.99		2.84	
Day/year variability average	2.00	1.68	2.82	2.3	2.37	

Source: [10, Spanish Ministry of Environment 2012]

10.2.2 Reasons for variations of emissions and counteractions

Much of the emission data presented in this document represent average situations over a complete year. In other cases, daily, monthly and yearly average values are given. There can be a significant difference between emission data based on different reference periods, e.g. daily and yearly averages can deviate by 50 % or more. The variability of individual emissions over time will depend upon the type of installation, the source of the emissions, the design and operation of the process, process control, maintenance, the substance concerned and other factors.

Variations of emissions are mainly observed for daily average values. Reasons for variations of emissions and possible counteractions [177, Spanish Ministry of Environment 2009] are given below.

- I. Variability caused by the existence of intermediate stocks in the production processes. Impacts mainly on the daily average values.
- II. Variability caused by differences in the raw materials (wood from different regions and countries; change of wood species; variable quality of paper for recycling). The inherent variations due to the variability of raw materials can be significant when considering daily and monthly averages.

- III. Variability caused by changes in the pulp and paper grade.
 In certain cases, changes in the quality grade of the paper being produced require white water and pulp circuits to be emptied and cleaned, which then generates an important increase in the pollutant load discharged. This is particularly significant in the cases of speciality and coloured papers. The frequency and scope of such changes in the paper grade being produced, as well as its organisation or relative frequency, depend to a large extent on different market factors. Grouping similar quality grades into the same production batch, ordering changes in such a way that cleaning cycles are minimised or the possibility of specialising in a certain type of product are all factors that should be taken into account. Good communication between the staff of the waste water treatment plant and the production process about significant changes in production is best practice. It allows for taking appropriate measures to guarantee the targeted quality of the discharge. The variations associated with paper grade changes in the manufactured products are significant with regard to daily averages and may even be relevant when considering monthly averages.
- IV. Variability caused by operation and process control.
 These variations depend on the design of the installation, on the way it is operated, on the existing control systems and on the training, education and motivation of mill workers. The implementation of an Environmental Management System contributes to reducing such variations. When choosing which BAT to implement, it is usually preferable to select those that will provide greater stability and prioritise them over those that are more likely to generate disruptions.
- V. Variability in waste water treatment plant operating performance.
 The existence of an emergency basin or tank where accidental discharges can be collected before arriving at the waste water treatment plant protects the biological treatment and prevents damage to the biological system. Furthermore, homogenising the influent to the treatment plant by equalisation basins hydraulically and in terms of organic load significantly helps to improve the plant performance and reduce variations in the effluent. Possible malfunctions of the biological treatment or the secondary settler should be regularly controlled and action taken when required. The activated sludge process is vulnerable to perturbation and therefore needs supervision. The formation of 'bulking sludge' should be avoided by proper design and operation of the plant.

The variability of individual emissions over time will depend on the type of installation, the source of the emission, the pollutant concerned, the design and operation of the process, process control and maintenance, dimensioning, operation and maintenance of the abatement techniques and other factors. Care must be exercised in comparing data from different reference periods.

There is no 'rule of thumb' for converting yearly averages into monthly averages or daily composite samplings. Within a given range, it can be stated that the shorter the averaging period the greater the emissions variations. Monthly average values normally vary from month to month to a certain extent (depending on production, wood quality, climatic conditions, etc.). Normally only the statistical analysis of every case gives a reliable answer about the real range of variations.

Variability factors

The variability factor can be defined as the ratio of the maximum daily average value considered (e.g. 95th percentile) to the monthly maximum or the yearly average value. Table 10.3 above gives some examples of variability factors between daily average and yearly average values. As an average, the daily average value (95th percentile) for COD emissions was 70 % higher than the annual average value.

There is no reliable arithmetical method available which allows a direct comparison of short-term and long-term values or the derivation of one from the other. However, there are some pragmatic approaches, based on practical experiences in different countries, which can give a rough idea of

the order of magnitude within which the results of measurements for different averaging periods may vary.

- In Germany, for water discharges of chemical pulp mills after biological treatment, it is assumed that the monitoring value based on a daily average sampling is about 60 % higher than the annual average value. For instance, a monitoring value based on a 24-hour sampling of 40 kg COD/t of pulp equals an annual average of 25 kg/t of pulp. The daily monitoring value is considered to be compliant if four out of five samplings are below the limit and no value exceeds the limit more than 100 %.
- In Sweden, as a rule of thumb, it is assumed that monthly averages can be expected to be up to 20 % higher than the annual average for that year.

GLOSSAR

Dieses Glossar soll das Verständnis der in dem vorliegenden Dokument enthaltenen Informationen erleichtern. Die Definitionen der Begriffe in diesem Glossar sind nicht als Rechtsdefinitionen zu verstehen (selbst wenn einige davon mit den in der europäischen Gesetzgebung verwendeten Definitionen übereinstimmen), sondern sollen dem Leser helfen, einige der Hauptbegriffe in ihrem Verwendungskontext in dem spezifischen Sektor, für den dieses Dokument gilt, zu verstehen.

Dieses Glossar ist in folgende Abschnitte unterteilt:

- I. ISO-Ländercodes
- II. Einheiten und Umrechnungsfaktoren
- III. Chemische Elemente
- IV. In diesem Dokument häufig verwendete chemische Formeln
- V. Akronyme und technische Definitionen

I. ISO-LÄNDERCODES

ISO-Code	Land
<i>Mitgliedsstaaten</i>	
BE	Belgien
BG	Bulgarien
CZ	Tschechische Republik
DK	Dänemark
DE	Deutschland
EE	Estland
IE	Irland
EL	Griechenland
ES	Spanien
FR	Frankreich
IT	Italien
CY	Zypern
LV	Lettland
LT	Litauen
LU	Luxemburg
HU	Ungarn
MT	Malta
NL	Niederlande
AT	Österreich
PL	Polen
PT	Portugal
RO	Rumänien
SI	Slowenien
SK	Slowakei
FI	Finnland
SE	Schweden
UK	Vereinigtes Königreich
Anmerkung Die protokollarische Reihenfolge der Mitgliedstaaten basiert auf der alphabetischen Reihenfolge der geografischen Bezeichnungen in der (den) Landessprache(n).	

II. EINHEITEN UND UMRECHNUNGSFAKTOREN

Begriff	Bedeutung
°C	Grad Celsius
Tonne lutro	In diesem Dokument werden der spezifische Chemikalien- und Energieverbrauch, die Kosten und Emissionen als „pro Tonne lufttrockener Faserstoff mit einem Trocknungsgrad von 90%“ angegeben.
bar	bar (1 013 bar = 100 kPa oder 1 atm)
Tonne atro	Absolut trockene metrische Tonne Faserstoff (wird zum Beispiel als Referenzeinheit für den Energieverbrauch bei der Herstellung von Holzstoff verwendet); Trockensubstanzgehalt des Faserstoffs von 100 %; auch als darrtrocken bezeichnet.
cm	Zentimeter
d	Tag
dB(A)	A-bewertete Dezibel. Lärm (unerwünschte Geräusche) wird als logarithmisches Verhältnis eines gemessenen Schallpegels angegeben. Die Einheit für dieses Verhältnis wird Dezibel (dB) genannt. Das menschliche Ohr ist in den tieferen Frequenzen weniger schallempfindlich. In Schallpegelmessern wird ein Filter verwendet, der die Schallspektren gemäß der Empfindlichkeit des Ohres korrigiert. Dies wird als A-bewerteter Schallpegel bezeichnet, der in dB(A) angegeben wird.
DS	gelöster Feststoff
g	Gramm
h	Stunde
J	Joule
K	Kelvin (0 °C = 273,15 K)
kg	Kilogramm (1 kg = 1 000 g)
kWh	Kilowattstunde (1 kWh = 3 600 kJ = 3,6 MJ)
l	Liter
m	Meter
m ³	Kubikmeter
m ³ (fm o. R.)	feste Holzmasse ohne Rinde, → fm o. R.
mg	Milligramm (1 mg = 10 ⁻³ g)
mg/Nm ³	Masse emittierter Stoffe in Bezug auf das Abgasvolumen unter Standardbedingungen (Temperatur von 273,15 K und Druck von 1 013 mbar) nach Korrektur hinsichtlich des Wasserdampfgehalts der Abgase; diese Konzentrationswerte beziehen sich immer auf einen definierten Standardgehalt an O ₂ (% O ₂).
MJ	Megajoule (1 MJ = 1 000 kJ = 0,2778 kWh)
MWh	Megawattstunde
Nm ³	Normierter Kubikmeter – bezieht sich auf das Abgasvolumen unter Standardbedingungen (273,15 K und 1 013 mbar) nach Korrektur hinsichtlich des Wasserdampfgehalts der Abgase (trockenes Gas).
Pa	Pascal (1 Pa = 1 N/m ²)
ppm	Teile pro Million, Wert multipliziert mit der relativen Molekülmasse, geteilt durch 22,41 = mg/m ³ ; z.B. 1 ppmv NO ₂ = 2,05 mg NO ₂ /Nm ³ , 1 ppmv SO ₂ = 2,85 mg SO ₂ /Nm ³ , 1 ppmv CO = mg 1,25 CO/Nm ³ , 1 ppmv H ₂ S = mg 1,71 H ₂ S/Nm ³
ppmv	Teile pro Million, nach Volumen
s	Sekunde
fm o. R.	Festmeter ohne Rinde (m ³)
t	(metrische) Tonne (1 000 kg oder 10 ⁶ g)
t/J.	Tonnen pro Jahr
μ	Mikro= 1 × 10 ⁻⁶ ; z.B. μm = Mikrometer, μg = Mikrogramm
Vol.-%	Volumenprozent (auch % v/v)
W	Watt (1 W = 1 J/s)
J.	Jahr

III. CHEMISCHE ELEMENTE

Symbol	Bezeichnung	Symbol	Bezeichnung
Al	Aluminium	Hg	Quecksilber
C	Kohlenstoff	K	Kalium
Ca	Calcium	Mg	Magnesium
Cd	Kadmium	Na	Natrium
Cl	Chlor	N	Stickstoff
Cu	Kupfer	O	Sauerstoff
F	Fluor	P	Phosphor
Fe	Eisen	Pb	Blei
H	Wasserstoff	S	Schwefel

IV. IN DIESEM DOKUMENT HÄUFIG VERWENDETE CHEMISCHE FORMELN

Chemische Formel	Bezeichnung
CaO	Calciumoxid (gebrannter Kalk)
CaCO₃	Calciumcarbonat
CH₃CO₃H	Peressigsäure
CH₃SH	Methylmercaptan
CH₃SCH₃	Dimethylsulfid
CH₃SSCH₃	Dimethyldisulfid
CO	Kohlenmonoxid
ClO₂	Chlordioxid
H₂SO₄	Schwefelsäure
H₂O₂	Wasserstoffperoxid
HCl	Chlorwasserstoffsäure
HF	Fluorwasserstoff (oft in seiner wässrigen Lösung als Fluorwasserstoffsäure)
MgO	Magnesiumoxid
Mg(OH)₂	Magnesiumhydroxid
Mg(HSO₃)₂	Magnesiumhydrogensulfit
MgSO₄	Magnesiumsulfat
NaOH	Natriumhydroxid (Ätznatron)
NaClO₃	Natriumchlorat
Na₂S	Natriumsulfid
Na₂CO₃	Natriumcarbonat
Na₂SiO₃	Natriumsilicat (Wasserglas)
Na₂S₂O₄	Natriumdithionit
Na₂SO₄	Natriumsulfat
Na₂S₂O₃	Natriumthiosulfat
NH₄-N	Ammonium (berechnet als N)
NO₂-N	Nitrit (berechnet als N)
NO₃-N	Nitrat (berechnet als N)
NO_x	Die Summe aus Stickoxid (NO) und Stickstoffdioxid (NO ₂) angegeben als NO ₂
O₂	Sauerstoff
O₃	Ozon
SO₂	Schwefeldioxid

V. AKRONYME UND DEFINITIONEN

Abkürzungen/Akronyme	
Absolut trocken	Trockensubstanzgehalt des Faserstoffs von 100 %; auch als darrtrocken
Aktivchlor	Chlorhaltige Bleichchemikalien werden so berechnet als ob sie Chlor (Cl ₂) wären, d.h. als ob sie das gleiche Gewicht pro Oxidationsäquivalent wie Chlor hätten: 1 kg Cl ₂ = 1 kg Aktivchlor; 1 kg ClO ₂ = 2,63 kg Aktivchlor.
Tonne lutro	In diesem Dokument werden der spezifische Chemikalien- und Energieverbrauch, die Kosten und Emissionen als „pro Tonne lufttrockener Faserstoff mit einem Trocknungsgrad von 90%“ angegeben. → lufttrocken
Aerob	Prozesse, die Sauerstoff benötigen. Prozesse, bei denen Mikroorganismen biologisch abbaubare Stoffe unter Sauerstoffeinwirkung zerlegen. Der Begriff wird zur Klassifizierung belüfteter Anlagen zur biologischen Abwasserbehandlung verwendet.
Aerobe Abwasserbehandlung	Biologische Abwasserbehandlung, die unter Sauerstoffeinwirkung erfolgt.
Lufttrocken	Tonne Faserstoff lufttrocken (Tonne lutro) bedeutet, dass der Feststoffgehalt 90 % beträgt; bei Papier bedeutet lufttrocken, dass das Papier einen
Alphacellulose	Eine stark zerkleinerte, unlösliche Cellulose, aus der Zucker, Pektin und andere lösliche Stoffe entfernt wurden. Auch als Chemiecellulose bekannt.
Anaerob	Prozesse, bei denen Mikroorganismen biologisch abbaubare Stoffe ohne Sauerstoffeinwirkung zerlegen. Diese werden als Teil des Abwasserbehandlungsverfahrens eingesetzt.
Anaerobe Abwasserbehandlung	Biologische Abwasserbehandlung, die ohne Sauerstoffeinwirkung erfolgt.
AOX	Adsorbierbare organisch gebundene Halogene, gemessen nach der in EN ISO 9562 beschriebenen Standardmethode für Abwasser. Das Prinzip besteht darin, die organischen Bestandteile der Probe in Aktivkohle zu adsorbieren, die Kohle durch Filtrierung aus der Probe zu entfernen und die Kohle mit Sauerstoff in einer speziellen AOX-Apparatur zu verbrennen. Aus dem ursprünglich organisch gebundenen Halogen werden HX gebildet und in ein Elektrolyt absorbiert, in dem sie durch mikrocoulometrische Titration bestimmt werden. Das Ergebnis wird als Chlorid in mg Cl/l angegeben.
Hilfskessel	„Hilfs-“ bedeutet normalerweise „Ersatz-“, „zusätzlich“, „unterstützend“, „normalerweise prozessentkoppelt“ oder „kleine Einheit um eine Hauptaktivität zu unterstützen“. Zellstoff- und Papierfabriken produzieren den größten Teil der benötigten Wärme und einen Großteil des benötigten Stroms in ihren eigenen Kraftwerken als Teil ihres Kerngeschäfts. Daher kann der Begriff „Hilfskessel“, der in der Literatur oft verwendet wird, irreführend sein, wenn er sich auf Dampfkessel bezieht, die das ganze Jahr über betrieben werden und sich in Bezug auf ihre Größe, die verwendeten Brennstoffe oder die Lastbedingungen unterscheiden. Wenn der Begriff „Hilfskessel“ verwendet wird, bezieht er sich auf Verbrennungsanlagen mit einer thermischen Nennleistung von <50 MW, einschließlich kombinierten Gas- und Dampfturbinenanlagen, Wirbelschichtreaktoren, Steamblocks, Verbrennungsanlagen, die zellstoff- und papierspezifische Rückstände oder Nebenprodukte als Brennstoff verwenden (z.B. Rinde, Schlamm, Papierabfälle, Spuckstoffe) und Verbrennungsanlagen >50 MW, wenn diese unter sektorspezifischen Lastbedingungen betrieben werden (z. B. Steamblocks, kombinierte Gas- und Dampfturbinenanlagen). Für konventionelle größere Verbrennungsanlagen über 50 MW sollte das BREF-Dokument für Großfeuerungsanlagen LCP berücksichtigt werden.

Verfügbarkeit (von NCG-Behandlungssystemen)	Beschreibt die Gesamtleistung von Systemen zur Erfassung und Behandlung von nicht kondensierbaren Stark- und Schwachgasen bei der Herstellung von Sulfatzellstoff. Die Behandlungsverfügbarkeit sollte sowohl primäre Verbrennungs- als auch Ersatzsysteme einschließen, d. h. der Prozentsatz des Gasstroms zum Behandlungssystem unabhängig von dem eingesetzten Behandlungssystem. Das Ersatzsystem wird als gleichwertig zum Primärsystem betrachtet und wenn das System benötigt wird, besteht die außergewöhnliche Emission aus dem Gas, das umgeleitet wird, bis das Ersatzsystem angelautet ist. Die Behandlungsverfügbarkeit sollte sowohl die Erfassung als auch die Verbrennung beinhalten. Wenn beispielsweise der Erfassungsgrad für Schwachgase 98 % beträgt und die Behandlungsleistung bei der Behandlung 99,5 %, beläuft sich die Endverfügbarkeit insgesamt auf 97,5 %.
BVT	Beste verfügbare Techniken nach der Begriffsbestimmung in Artikel 3 Absatz 10 der Richtlinie 2010/75/EU über Industrieemissionen (IED).
BVT-assoziierte Emissionen	Mit den besten verfügbaren Techniken assoziierte Emissionswerte nach der Begriffsbestimmung in Artikel 3 Absatz 12 der Richtlinie 2010/75/EU über Industrieemissionen (IED).
BCTMP	Gebleichter CTMP.
Biozid	Wirkstoffe und Zubereitungen, die einen oder mehrere Wirkstoffe enthalten und die dazu bestimmt sind, auf chemischem oder biologischem Wege Bakterien oder Algen zu zerstören, abzuschrecken oder sie in anderer Weise zu bekämpfen. Verwendung für die Rohwasserbehandlung und zur Vorbeugung und Bekämpfung des Bakterienwachstums in Wasserkreisläufen.

Abkürzungen/Akronyme	
Biologisch abbaubar	Vermögen eines organischen Stoffes durch Bakterien biologisch oxidiert zu werden. Die Messung erfolgt durch BSB-Tests.
Biobrennstoffe	Erneuerbare Brennstoffe pflanzlichen Ursprungs, z. B. Holz (einschließlich Schwarzlauge und Rinde).
Bioschlamm	Aus Belebtschlammssystemen oder anderen Anlagen zur biologischen Abwasserbehandlung stammender Schlamm.
Schwarzlauge	Sulfatablauge mit anorganischen Stoffen und gelösten organischen Stoffen.
Bleichfähigkeit	Die Bewertung der Bleichfähigkeit eines Zellstoffs erfolgt gewöhnlich, indem die zum Erreichen eines bestimmten festgelegten Weißgrades erforderliche oder verbrauchte Menge an Bleichchemikalien ermittelt wird.
Bleiche	Vorgang der Aufhellung von Fasern durch Entfernen des gefärbten Stoffs oder durch Entfärben.
BLG	Schwarzlaugevergasung.
BSB	Biochemischer Sauerstoffbedarf – die Menge an gelöstem Sauerstoff, die Mikroorganismen zur Zersetzung organischer Bestandteile in Abwasser benötigen. Der BSB hängt vom Gehalt an Stoffen, die biochemisch oxidiert werden können, ab. Der BSB kann als der leicht abbaubare Teil des CSB betrachtet werden. Die Messeinheit ist mg O ₂ /l.
BSB5 oder 7	Biologischer Sauerstoffbedarf, der mithilfe eines 5 oder 7 Tage dauernden
Darrtrocken	Trockensubstanzgehalt des Faserstoffs von 100 %; auch als „absolut trocken“
BREF	BVT-Merkblatt nach der Begriffsbestimmung in Artikel 3 Absatz 11 der Richtlinie 2010/75/EU über Industrieemissionen (IED).
Ausschuss	Papier, das zu irgendeinem Zeitpunkt während des Herstellungsverfahrens
Braunstoff	Die Suspension aus ungebleichtem Zellstoff.
Braunlauge	Sulfitablauge mit anorganischen Stoffen und gelösten organischen Stoffen.
C	Bezeichnet eine Chlorbleichstufe unter Einsatz von in Wasser dispergiertem und gelöstem molekularem Chlor. Wird in Europa nicht mehr verwendet.
Kaustifizierung	Prozess im Kalkkreislauf, dem Hydroxid (Weißlauge) durch folgende Reaktion zurückgewonnen wird: $\text{Ca}(\text{OH})_2 + \text{CO}_3^{2-} \rightarrow \text{CaCO}_3 (\text{s}) + 2 \text{OH}^-$. Grünlauge.
GuD-Anlage	Kombinierte Gas- und Dampfturbinenanlage.
CEN	Europäisches Komitee für Normung.
CEPI	Verband der Europäischen Papierindustrie (CEPI);
CEPI-Mitgliedsländer	2008 hatten sich 18 europäische Länder dem CEPI angeschlossen: AT, BE, CH, CZ, DE, ES, FI, FR, HU, IT, NL, NO, PL, PT, RO, SE, SK, UK. Folgende Länder der EU-27 waren nicht Mitglied der CEPI: BG, DK, EE, GR, IE, LV, LT, LU, MT, SI, CY. Die Anteile der 11 EU-Mitgliedsstaaten, die sich der CEPI noch nicht angeschlossen haben, an der Gesamtproduktion der Zellstoff- und Papierherstellung beträgt weniger als 5 %.
Wechsel der hergestellten Papiersorte	Ein oder mehrere Produktwechsel auf einer Papiermaschine unter folgenden typischen Umständen: <ul style="list-style-type: none"> – Änderungen des Flächengewichts ab und über 5 g/m²; und/oder – Änderungen von mehr als einer messbaren Eigenschaft, d. h. Weißgrad, Feuchtigkeitsgehalt, Porositätsgrad etc.; und/oder – Änderungen der Zellstoffzusammensetzung (unterschiedliche Zellstoffarten oder Verhältnis Weichholz/Hartholz); und/oder; – Änderung funktionaler Papierchemikalien (wechselnde Funktionalität des spezifischen Volumens und/oder der Oberfläche des Produkts) während der Produktion.
KWK-Anlage	Kraft-Wärme-Kopplungsanlage.
Zellstoff	Faserstoff, der gewonnen wird, indem ein beträchtlicher Anteil der durch chemische Behandlung entfernbaren nicht zellulosehaltigen Verbindungen aus dem Rohmaterial entfernt wird (Kochung, Delignifizierung, Bleiche).
CNCG	Konzentrierte nicht kondensierbare geruchsaktive Gase, auch als Starkgase bezeichnet. Es handelt sich um Gase mit TRS-Verbindungen, die bei der Kochung, beim Eindampfen und bei der Strippung von Kondensaten entstehen.
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf, der den Anteil chemisch oxidierbarer organischer Bestandteile in Abwasser (gewöhnlich bezogen auf Analysen mit Dichromatoxidation) angibt.

Abkürzungen/Akronyme	
Erfassungsleistung für NCG	Bei der Sulfatzellstoffherstellung verwendeter Begriff. Die Erfassungsleistung von CNCG kann als CNCG-Emissionen in kg S/Tonne lutro / erzeugte Menge von CNCG in kg S/Tonne lutro angegeben werden. Die Erfassungsleistung von DNCG kann als DNCG-Emissionen in kg S/Tonne lutro / erzeugte Menge von DNCG in S/Tonne lutro angegeben werden. Zellstofffabriken sollten die entweichenden Gasströme periodisch messen/berechnen/schätzen und Umleitungszeit, Gasstrom und ungefähren Schwefelgehalt des freigesetzten geruchsaktiven Gases aufzeichnen.
Mischprobe	Eine Mischprobe bezeichnet eine Wasserprobe, die über einen bestimmten Zeitraum kontinuierlich entnommen wird oder eine Probe, die aus verschiedenen Proben bestehen, die entweder kontinuierlich oder diskontinuierlich über einen bestimmten Zeitraum (z. B. über 24 Stunden) entnommen und vermischt wurden.
Kondensat	Flüssigkeit, entstanden z. B. nach dem Abkühlen eines Gases oder Dampfes.
Stoffdichte	Gewichtsprozent von lufttrockenem (oder darrtrockenem) Faserstoff in einem Stoff oder einer Stoffsuspension. Es wird unterschieden zwischen niedriger Stoffdichte (3 – 5 %, LC), mittlerer Stoffdichte (10 – 15 %, MC) und hoher Stoffdichte (30 – 50 %, HC).
Gautschbruchbütte	Kammer unter dem Presspartieende des Siebtischs um Randverschnitt und Abrisse aus der Papierherstellung aufzunehmen.
Medienübergreifende Auswirkung	Mögliche Verschiebung der Umweltbelastung von einem Umweltbereich zu einem anderen Umweltbereich. Dies ist zum Beispiel dann der Fall, wenn ein Filter zur Minderung atmosphärischer Emissionen installiert wird; die Luft wird gereinigt, aber es wird Abfall erzeugt.
CSF	Canadian Standard Freeness - ein Maß der Geschwindigkeit, mit der Wasser von Holzstoff abfließt, je niedriger die Zahl, desto geringer die Entwässerungsgeschwindigkeit des Holzstoffs.
CTMP	Chemothermomechanischer Holzstoff
D	Bezeichnet eine Chlordioxidbleichstufe unter Einsatz einer wässrigen Chlordioxidlösung (ClO ₂).
DAF	Druckentspannungsflotation.
Tagesmittelwert, Wasser	Mittelwert über einen Probenahmezeitraum von 24 Stunden, gemessen anhand einer durchflussproportionalen Mischprobe. Eine zeitproportionale Probenahme ist möglich, vorausgesetzt die Durchflussstabilität ist nachweislich ausreichend.
Tagesmittelwert, Luft	Mittelwert über einen Zeitraum von 24 Stunden, ausgehend von gültigen, per kontinuierlicher Messung ermittelten Stundenmittelwerten.
TMW	Tagesmittelwert.
Delignifizierung	Lösen und Abtrennen von Lignin aus Hackschnitzeln (Kochung: Anfangs-, Haupt- und Restdelignifizierung) oder Fasern (Sauerstoffstufe und Bleiche).
Denitrifikation	Biologischer Prozess der Nitratreduktion, bei dem letztlich über eine Reihe gasförmiger Stickoxidzwischenprodukte molekularer Stickstoff (N ₂) entstehen kann.
Deinking	Prozess, bei dem Druckfarbe aus bedrucktem Altpapier entfernt wird, der jedoch auch die allgemeine Entfernung anderer unerwünschter Stoffe umfasst.
GD	Generaldirektion (der Europäischen Kommission).
Diffuse Emissionen	Emissionen aufgrund des direkten (nicht gefassten) Kontaktes von flüchtigen Stoffen oder Staub mit der Umgebung bei normalen Betriebsbedingungen. Diffuse Emissionen entstehen während des normalen Betriebs in Zellstofffabriken und werden als Schwachgase aus der Entlüftung von Tanks und Geräten in der Faserlinie, der Verdampfungsanlage, der Tallölkochanlage und der Kaustifizierungsanlage (z. B. Schmelzlöser) freigesetzt. Eine Minimierung ist möglich, indem sie in gefasste Emissionen umgewandelt (z. B. durch Sammlung der Emissionen) und die NCG anschließend behandelt werden.

DIP	Deinkter Faserstoff – Faserstoff, der durch Deinking aus zurückgewonnenem Druckpapier, z. B. Zeitung gewonnen wird.
Direkte Messungen	Spezifische quantitative Bestimmung der emittierten Verbindungen an der Quelle.
Einleitung	Physische Freisetzung eines Schadstoffs durch einen definierten Auslass, d. h. gefasst, System, z. B. Kanalisation, Ausfluss.
Dispergieren	Mechanische Behandlung von Altpapierfasern zur Dispergierung von
DLN	Bestimmte Art von Brenner mit niedrigen NO _x -Emissionen; DLN steht für „Dry-Low-NO _x “-Technologie, die hauptsächlich bei Gasturbinen angewendet wird. Sie verringert die NO _x -Emissionen durch Magerverbrennung mit Vormischung in Mehrzonenflammpipröhren sowie durch Steuervorrichtungen, die Brennstoff in die verschiedenen Flammrohrzonen leitet.

Abkürzungen/Akronyme	
DNCG	Verdünnte nicht kondensierbare geruchsaktive Gase, auch als Schwachgase bezeichnet. Es handelt sich um Gase, mit TRS-Verbindungen, die nicht als Starkgase zu betrachten sind (z. B. Gase aus Tanks, Waschfiltern, Hackschnitzsilos, Kalkschlammfiltern und Trocknungsanlagen).
Sedimentierte Schlämme	Grünlaugenschlamm.
Trockenpartie	Teil des Papierherstellungsprozesses nach der Bildung der Papierbahn.
DS	Trockene Feststoffe, angegeben in Gewichts-%.
DTPA	Diethylentriaminpentaessigsäure (beim Peroxidbleichen verwendeter Komplexbildner)
DTVG	Abgase aus dem Auflösetank. Gase mit hohem Schwefelgehalt.
Staub	Bei Bestimmung der „Staubmassenkonzentration“ von Abgasen mit einem geeigneten Standardverfahren (z. B. gravimetrisches Verfahren EN 13284-1): Feststoffteilchen beliebiger Form, Struktur oder Dichte, die in der Gasphase dispergiert sind und nach dem Trocknen unter festgelegten Bedingungen oberhalb eines speziellen Filters und auf dem Filter verbleiben.
E	Bezeichnet eine alkalische Extraktion in der Bleichanlage unter Verwendung von Natriumhydroxid (NaOH)
EK	Europäische Kommission.
ECF	Elementarchlorfrei. Bleichsequenz, die Chlordioxid, jedoch kein Elementarchlorgas enthält.
ECF-light	Wie ECF, jedoch mit geringer Verwendung von Chlordioxid, normalerweise unter 10 kg ClO ₂ /Tonne lutro. Es ist zu beachten, dass der Begriff „ECF-Light“ in Fachkreisen nicht eindeutig definiert ist.
ECO	Vorwärmer. Vorrichtung zum Vorwärmen von Speisewasser (Wasser für den Dampfkreislauf) für einen Kessel durch Wärmeaustausch mit Rauchgas.
EDTA	Ethylendiamintetraessigsäure, Komplexbildner.
EIPPCB	Europäische Integrierte Dienststelle zur Vermeidung und Verminderung der
Eliminierbar	Eigenschaft eines organischen Stoffs, die zeigt, dass er aus dem Abwasser entfernt werden kann z. B. durch Adsorption in die Biomasse; nicht unbedingt gleichzusetzen mit biologisch abbaubar.
EMAS	Umweltmanagement und Umweltbetriebsprüfung.
Emission	Die von Punktquellen oder diffusen Quellen der Anlage ausgehende direkte oder indirekte Freisetzung von Stoffen, Erschütterungen, Wärme oder Lärm in die Luft, das Wasser oder den Boden (nach Richtlinie 2010/75/EU).
Mit der Verwendung der BVT assoziierte Emissions- und Verbrauchswerte	BVT-assozierte Emissionen
Emissionsfaktor	Berechnete durchschnittliche Emissionsrate eines bestimmten Schadstoffs für eine bestimmte Quelle, in Bezug auf Tätigkeitseinheiten oder Produkte, .z. B. CSB/Tonne lutro.
UMS	Umweltmanagementsystem
EN ISO 14001	Europäische Norm (EN) veröffentlicht von der internationalen Organisation für Normung (ISO) in Bezug auf Umweltmanagementnormen.
End-of-pipe-Technik	Technik, bei der die Schlussemissionen oder der Verbrauch, durch einen zusätzlichen Prozess verringert werden, das grundlegende Prinzip des Kernprozesses jedoch nicht verändert wird.
E/O	Extraktions- und Bleichstufe unter Einsatz von Natriumhydroxid mit anschließender Zugabe von gasförmigem Sauerstoff als Verstärkungsmittel.
EOP	Extraktions- und Bleichstufe unter Einsatz von Natriumhydroxid mit anschließender Zugabe von Sauerstoff und Wasserstoffperoxidlösung als Verstärkungsmittel.
E/P	Extraktions- und Bleichstufe unter Einsatz von Natriumhydroxid mit anschließender Zugabe von Wasserstoffperoxidlösung als Verstärkungsmittel.
EPA	US-amerikanische Umweltschutzbehörde.

ESP	Elektrofilter.
ETS	European Tissue Symposium, europäische Vereinigung der Hygienepapierhersteller.
EU	Europäische Union.
EU-10	Zypern, Tschechische Republik, Estland, Ungarn, Lettland, Litauen, Malta, Polen, Slowakei und Slowenien.

Abkürzungen/Akronyme	
EU-15	Mitgliedsstaaten der Europäischen Union vor dem 1. Mai 2004. Österreich, Belgien, Dänemark, Finnland, Frankreich, Deutschland, Griechenland, Irland, Italien, Luxemburg, die Niederlande, Portugal, Spanien, Schweden und das Vereinigte Königreich
EU-25	EU-15 + EU-10: Mitgliedsstaaten der Europäischen Union vom 1. Mai 2004 bis zum 31. Dezember 2006.
EU-27	Mitgliedsstaaten der Europäischen Union ab dem 1. Januar 2007.
EUR	Europäische Währungseinheit.
Eutrophierung	Verschmutzung eines Gewässers durch Abwasser, aus dem Boden ausgewaschene Dünger und Industrieabfälle (anorganische Nitrate und Phosphate). Diese Verbindungen fördern das Wachstum von Algen, verringern den Sauerstoffgehalt des Wassers und töten somit Tiere mit hohem Sauerstoffbedarf ab.
Abluft	Luftstrom (Abgas) aus einer Anlage, der mit gasförmigen, normalerweise in niedrigen Konzentrationen vorliegenden Bestandteilen verschmutzt ist.
FAS	Formamidinsulfonsäure, reduzierendes Bleichmittel.
FEI	Finnisches Umweltinstitut.
FF	Gewebefilter.
Füllstoffe	Zusatzstoffe/Pigmente zur Papierherstellung, normalerweise Tonerde, Kreide, Talkum oder Calciumcarbonate.
Feinstoffe	Bei der Papierherstellung verwendeter Stoff mit geringer Partikelgröße, normalerweise als Stoff kleiner als 75 Mikrometer definiert.
Flockungsmittel	Stoff, der Schwebstoffe aggregieren oder agglomerieren lässt.
Flockung	Agglomeration destabilisierter Partikel zu Mikrofloccen und anschließend zu größeren Floccen, die sich absetzen können.
Rauchgas	Abgas, das über ein Rauchrohr, d.h. ein Rohr oder einen Kanal zum Abführen der Abgase eines Kamins, Ofens, einer Feuerungsanlage, eines Kessels oder eines Dampferzeugers, in die Atmosphäre abgeleitet wird.
Flugasche	Anorganischer Verbrennungsrückstand, der aus einem Feuerungskessel, z. B. einem Rindenkessel, in das Rauchgas eingetragen wird.
Häufiger Papiersortenwechsel	Ein oder mehrere Produktwechsel auf einer Papiermaschine pro Tag im Jahresdurchschnitt, wobei eine oder mehrere der folgenden Voraussetzungen erfüllt sind: (i) Änderungen des Flächengewichts gleich und größer als 5 g/m ² ; (ii) Änderungen von mehr als einer messbaren Produkteigenschaft, d. h. Weißgrad, Feuchtigkeitsgehalt, Porositätsgrad etc.; (iii) Änderungen der Zellstoffzusammensetzung (unterschiedliche Zellstoffarten oder Verhältnis Weichholz/Hartholz); (iv) Änderung funktionaler Papierchemikalien (wechselnde Funktionalität des spezifischen Volumens und/oder der Oberfläche des Produkts) während der Produktion.
FSC	Forest Stewardship Council.
FTOH	Fluortelomeralkohole.
Flüchtige Emissionen	Flüchtige Emissionen entstehen durch Leckage während Unregelmäßigkeiten im Betrieb. Das Mittel der ersten Wahl zur Minimierung ist die Vermeidung durch gute Wartung, Überwachung und Prozesssteuerung.
Stoffzusammensetzung	Gemisch aus verschiedenen Materialien, die in der Stoffsuspension vermischt sind, aus der Papier oder Karton hergestellt wird. Die Hauptbestandteile sind der Faserstoff (Zellstoff), Füllstoffe, Leimungsmittel, Nassfeststoffe oder andere Zusatzstoffe und Farbstoffe.
Flächengewicht	Gewicht in Gramm pro Quadratmeter Papier oder Karton (g/m ²).
Grünlauge	Wässrige Natriumsulfid- und Natriumcarbonatlösung. Zwischenprodukt der Chemikalienrückgewinnung bei der Sulfatzellstoffherstellung.
Grünlaugenschlamm	Schlamm aus der Sedimentation bei der Grünlaugenklärung.
GW	Holzschliff.
Bewährte Praxis	Ausdruck, mit dem eine Technik, ein Verfahren, ein Prozess oder eine Aktivität bezeichnet werden, die als wirksamer zum Erreichen eines bestimmten Ergebnisses als jegliche anderen Techniken, Verfahren oder Prozesse betrachtet werden.
Hartholz	Eine Gruppe von Holzarten, u. a. Espe, Buche, Birke und Eukalyptus. Der Begriff „Hartholz“ wird als Gegensatz zum Begriff „Weichholz“ verwendet.

Stoffauflauf	Die Faserstoffzuführung zur Papiermaschine beginnt hier.
HexA	Hexenuronsäure
Hexenuronsäure	Ungesättigte Uronsäuregruppen, die unter alkalischen Kochbedingungen aus Xylanen im Faserstoff gebildet werden.
HC	Hohe Stoffdichte – Faserkonzentration im Bereich von 30 - 50 % Trockensubstanzgehalt.
HO	Oberer Heizwert.

Abkürzungen/Akronyme	
HP	Hochdruck (Dampf).
IED	Richtlinie 2010/75/EU des Europäischen Parlamentes und des Rates vom 24. November 2010 über Industrieemissionen (integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung).
Immission	Auftreten und Niveau von Schadstoffen, Gerüchen oder Lärm in der Umwelt.
IMPEL	Gemeinschaftsnetz für die Durchführung und Durchsetzung des Umweltrechts.
Anlage	Eine ortsfeste technische Einheit, in der eine oder mehrere der in Anhang I zur IED genannten Tätigkeiten sowie andere unmittelbar damit verbundene Tätigkeiten am selben Standort durchgeführt werden, die mit diesen Tätigkeiten in einem technischen Zusammenhang stehen und die Auswirkungen auf die Emissionen und die Umweltverschmutzung haben
Inspektion	Prozess bestehend aus Überprüfungen, Checks, Kontrollen und Validierungen einer Industrieanlage durch Behörden oder interne oder externe Experten, um Verfahren, Betriebsarten, Betriebsbedingungen des Prozesses und der zugehörigen Ausrüstung, die maschinentechnische Zuverlässigkeit, die Leistung der Anlagen und die Aufzeichnungen und Ergebnisse des Betreibers der Industrieanlage zu analysieren und zu bewerten.
Integrierte Produktion / integrierte Fabrik	Wenn Faserstoff und Papier am selben Standort hergestellt werden. Der Faserstoff wird vor der Papierherstellung nicht getrocknet. Die Herstellung von Papier und/oder Karton ist direkt mit der Faserstoffherstellung verbunden.
IPPC	Integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung.
IR	Infrarot.
ISO	Internationale Organisation für Normung.
% ISO	Einheit des Weißgrads für Faserstoff gemäß ISO, der Internationalen Organisation für Normung.
ISV	Schlammindex - Volumen in ml, das von einem Gramm Belebtschlamm nach dem Absetzen unter bestimmten Bedingungen über einen bestimmten Zeitraum (normalerweise 30 Minuten) eingenommen wird.
I-TEQ	Internationales Toxizitätsäquivalent (Verwendung zur Meldung von Dioxinen)
GFS	Gemeinsame Forschungsstelle.
Kappa-Zahl	Misst die Höhe des Gehalts an Restlignin in ungebleichtem Zellstoff, ermittelt nach dem Aufschluss und vor der Bleiche. Je niedriger die Kappa-Zahl, desto niedriger der entsprechende Ligningehalt. Die Kappa-Zahl ist dimensionslos.
Sulfatzellstoff	Zellstoff, der unter Verwendung von Natriumsulfid als wesentlicher Kochchemikalie hergestellt wird. Hackschnitzel werden in einer alkalischen Kochflüssigkeit, einer wässrigen Natriumhydroxid- und Natriumsulfidlösung (Weißlauge), aufgeschlossen.
LAeq	A-bewerteter äquivalenter Dauerschalldruckpegel.
LC	Niedrige Stoffdichte – Faserkonzentration im Bereich von 3 - 5 % Trockensubstanzgehalt.
LCP	Großfeuerungsanlage, siehe LCP BREF und Anhang IV der IED.
LCA	Lebenszyklusanalyse.
HU	Unterer Heizwert.
Lignin	Holzstoff, ein aromatisches Polymer in den Zellwänden von Pflanzen. Das Bindemittel in natürlichen Fasern. Lignin wird im Aufschlussverfahren zusammen mit den Kohlenhydraten herausgelöst.
Kalkofen	Einheit im Rückgewinnungszyklus beim Sulfatzellstoffprozess. In diesem Kalkofen wird der Kalkschlamm zu Branntkalk zurückgebrannt: $\text{CaCO}_3(\text{s}) + \text{Wärme} \rightarrow \text{CaO}(\text{s}) + \text{CO}_2$.
Kalkschlamm	Besteht hauptsächlich aus Calciumcarbonat, gebildet bei der Kaustifizierung während der Herstellung von Weißlauge.
LP	Niederdruck (Dampf).
LVHC	Nicht kondensierbare Gase in niedriger Menge und hoher Konzentration.
LWC	Leichtgewichtiges gestrichenes Papier.
Magnefite	Herstellung von Sulfitzellstoff auf der Basis von Magnesium.

Zusatzchemikalien	Ersatzchemikalien, die zugekauft werden, um chemische Verluste verschiedener Art auszugleichen.
Marktzellstoff	Zellstoff, der an einem Fabrikstandort für den Verkauf an Papierhersteller an anderen Standorten hergestellt und getrocknet wird.
MBR	Membran-Bioreaktor.
MBBR	Schwebbett-Bioreaktor.
MC	Mittlere Stoffdichte – Faserkonzentration im Bereich von 8 - 15 % Trockensubstanzgehalt.

Abkürzungen/Akronyme	
Maßnahme	Technik oder Kombination von Techniken.
Messwert	Ergebnis einer Messung.
Messung	Reihe von Arbeitsschritten zur Bestimmung des Wertes einer Größe.
Messsystem	Gesamtheit der Messinstrumente und sonstigen Ausrüstungen, einschließlich aller Betriebsverfahren, die zur Ausführung festgelegter Messungen verwendet werden.
Holzstoff	Holzstoff zur Papierherstellung, der vollständig mithilfe mechanischer Mittel aus verschiedenen Rohstoffen hergestellt wird, d. h. durch Schleifen von Holz gegen eine Schleiffläche (Holzschliff) oder durch Verarbeitung von Hackschnitzeln oder Sägespänen durch einen Refiner (Refiner-Holzstoff). Holzstoff enthält einen beträchtlichen Anteil an Nichtcelluloseverbindungen.
MF-Harz	Melaminformaldehydharz.
MLSS	Trockensubstanzgehalt im Belebungsbecken.
Feuchtigkeitsausgleich für Biomasse	Die Bereiche für den gesamten Wirkungsgrad von KWK-Anlagen werden unter Verwendung des unteren Heizwerts für die Brennstoffe mit einem Feuchtigkeitsausgleich für Biomasse gemäß $LCV_{af} = LCV_{trocken} \times (1 - m_w) - l_{25} \times m_w$ [168, M.Huhtinen et al. 2000], berechnet, wobei: LCV_{af} unterer Heizwert für unbehandelten Brennstoff $LCV_{trocken}$ unterer Heizwert für trockenen Brennstoff m_w Masse des Wassers im Brennstoff (kg H ₂ O/kg Brennstoff) l_{25} Verdampfungswärme für Wasser bei 25 °C.
MS	Mitgliedsstaat der Europäischen Union.
Zur Herstellung mehrerer Produkte ausgelegte Fabrik	Ein Produktionsstandort, an dem eine breite Palette an Zellstoff, Papier und holzbasierten Produkten hergestellt wird (Schnittware, Zellstoff, Holzstoff oder Zellstoff aus der Verarbeitung von Altpapier, verschiedene Papier- und Kartonsorten und holzbasierte Nebenprodukte). Eine Fabrik kann eine zur Herstellung mehrerer Produkte ausgelegte Fabrik (die unterschiedliche Zellstoffarten herstellt) sein, ohne eine integrierte Fabrik zu sein (d. h. sie stellt nicht Zellstoff und Papier her).
MWC	Mittelgewichtiges gestrichenes Papier.
NCG	Nicht kondensierbare geruchsaktive Gase, die die im Sulfatzellstoffprozess entstehenden Geruchsgase bezeichnen. Dies schließt CNCG (konzentrierte NCG) und DNCG (verdünnte NCG) ein.
N-Gehalt der Schwarzlauge (SL)	Stickstoffgehalt der Schwarzlauge. N wird durch eines der folgenden Analyseverfahren bestimmt: (modifiziert) KCL-SFS 5507, modifizierte Kjeldahl-Methode, KCL-Methode, Methode Buchi-O, DIN ISO 11261, Methode SP 0528 (Elementaranalyse ausgeführt vom Sveriges Tekniska Forskningsinstitut, SE), SCN-Wärmeleitfähigkeitszelle, etc. Keine harmonisierte Methode angewendet.
Nicht integrierte Produktion / nicht integrierte Fabrik	„Nicht integrierte Produktion“ bedeutet: a) Herstellung von Marktzellstoff (zum Verkauf) in Fabriken, die keine Papiermaschinen betreiben, oder b) Herstellung von Papier/Karton mit Faserstoff, der ausschließlich in anderen Fabriken erzeugt wird (Marktzellstoff).
Neutralisation	Erhöhen des pH-Wertes saurer Lösungen oder Senkung des pH-Wertes alkalischer Lösungen auf einen neutralen pH-Wert (pH 7).
Nitrifikation	Biologischer durch Bakterien geförderter Prozess, durch den Ammoniak erst in Nitrit und dann in Nitrat umgewandelt wird.
Nm³	Normales trockenes Gas in Bezug auf Standardbedingungen (273,15 K und 1 013 mbar, nach Korrektur hinsichtlich des Wasserdampfgehalts der Abgase).
NPE	Nicht verfahrensbedingte Stoffe, die sich anreichern können, wenn die Wasserkreisläufe in Zellstofffabriken geschlossen werden, wie u. a. Al, Si, Ca, Mg, Mn.

NSSC	Neutralsulfit-Halbzellstoff ist die gebräuchlichste Art von Halbzellstoff, der durch eine Kombination des chemischen und mechanischen Aufschlussverfahrens hergestellt wird. In diesem Prozess werden Hackschnitzel teilweise aufgeschlossen, um die Bindungen zwischen den Fasern und dem Lignin zu schwächen. Die Schnitzel werden dann in einem Refiner mechanisch behandelt.
O	Bezeichnet eine Delignifizierungs-/Bleichstufe mit Sauerstoff (O ₂).
OTNOC	Von den normalen Betriebsbedingungen abweichende Bedingungen.
Oxidierte Weißlaug	Wird erzeugt, wenn Weißlaugensulfid zu Thiosulfat oxidiert wird, normalerweise durch Luft.
P	Bezeichnet eine alkalische Bleichstufe mit Wasserstoffperoxid (H ₂ O ₂) als Flüssigkeit.
Paa	Bezeichnet eine Bleichstufe mit Peressigsäure (CH ₃ COOOH). Verwendung im TCF-Bleichverfahren.
Papier	Bahn aus Fasern, die mit einer Reihe von Chemikalien versetzt wird. Nach der flächenbezogenen Masse kann unterschieden werden zwischen: Papier <150 g/m ² <Karton (oder Pappe)
PCDD/F	Polychlorierte Dibenzo-p-dioxine/-furane.

Abkürzungen/Akronyme	
PEFC	Programm für die Anerkennung von Forstzertifizierungssystemen.
PFC	Perfluorierte und polyfluorierte Chemikalien.
PFOA	Perfluorooctansäure.
PFOS	Perfluorooctansulfonsäure / Perfluorooctansulfonat.
PGW	Druckholzschliff (Aufschluss).
Pinch-Analyse	Methode zum Analysieren und Optimieren der Energienutzung in Prozessen und Anlagen. Prozessintegriertes Verfahren, das geeignet ist zu bestimmen, wo und wieviel Energie für ein thermodynamisch optimiertes System verwendet werden muss. Die Prozessdaten werden als eine Reihe von Energieflüssen oder Strömen in Abhängigkeit von der Wärmebelastung gegenüber der Temperatur dargestellt. Diese Daten führen zu Summenkurven, eine für alle heißen Ströme (die Wärme abgeben) und eine für alle kalten Ströme (die Wärme benötigen).
Parameter	Messbare Größe, die die Hauptmerkmale einer statistischen Gruppe darstellt.
Partikel	Staub. Jegliche Stoffe, die am Messpunkt fest sind. Gesamtpartikelmasse bezeichnet alle anorganischen und organischen festen und flüssigen Stoffe (Tröpfchen und Aerosole) die in dem Rauchgas enthalten sein können.
Schädliches Harz	Ein harzartiger Stoff in Frischzellstoffen.
PM_{2,5}	Partikel, die einen gröbselektierenden Lufteinlass passieren, der für einen aerodynamischen Durchmesser von 2,5 µm eine Abscheidewirksamkeit von 50 % aufweist.
PM₁₀	Partikel, die einen gröbselektierenden Lufteinlass passieren, der für einen aerodynamischen Durchmesser von 10 µm eine Abscheidewirksamkeit von 50 % aufweist.
Schadstoff	Einzelner Stoff oder Stoffgruppe, die die Umwelt schädigen oder beeinträchtigen können.
Strom	Der Begriff „Strom“ bezieht sich auf elektrische Energie.
Druck-Diffusor	Zellstoffwaschvorrichtung, in der Zellstoff durch Verdrängung unter Druck gewaschen wird.
Produktionskapazität	Das Produktgewicht (lufttrockene Masse), das eine Anlage während eines definierten Zeitraums (Tag, Monat, Jahr) produzieren kann.
Aufschluss	Prozess der Umwandlung von Rohfasern (z. B. Holz) oder recycelten Fasern in einen Faserstoff, der für die Papierherstellung verwendet werden kann.
Q	Bezeichnet eine saure Bleichstufe, für die die Komplexbildner EDTA oder DTPA für die Entfernung von Metallen eingesetzt werden, vorrangig beim Bleichen mit Wasserstoffperoxid.
Datenqualität	Im Zusammenhang mit dem Datenaustausch zu BVT zur Verfügung gestellte Daten können abhängig von der Datenqualität in folgende Kategorien unterteilt werden: <ul style="list-style-type: none"> • D: gemessene Daten, die auf statistischen Analysen beruhen • E: Sachverständigenurteil basierend auf einigen Messergebnissen • M: modellierte Zahlen (z. B. Ergebnisse der N-Stromverarbeitung) • A: Sachverständigenurteil basierend auf einem Analogieschluss.
RCF	Recyclingfaser(n); Faserstoff, der bei der Verarbeitung von Altpapier
Verwertung	Definiert durch die EU-Abfallrahmenrichtlinie als jedes Verfahren, als dessen Hauptergebnis Abfälle innerhalb der Anlage oder in der weiteren Wirtschaft einem sinnvollen Zweck zugeführt werden, indem sie andere Materialien ersetzen, die ansonsten zur Erfüllung einer bestimmten Funktion verwendet worden wären, oder die Abfälle so vorbereitet werden, dass sie diese Funktion erfüllen.
Ablaugekessel	Dampfkessel und Chemiereaktor im Rückgewinnungssystem beim Sulfat- und Sulfitzellstoffprozess; verbrennt Schwarz- oder Braunlauge bei hoher Temperatur und erzeugt Dampf und Strom.
Recycling	Definiert durch die EU-Abfallrahmenrichtlinie als jedes Verwertungsverfahren, durch das Abfallmaterialien zu Erzeugnissen, Materialien oder Stoffen entweder für den ursprünglichen Zweck oder für andere Zwecke aufbereitet werden.
Recycelter Faserstoff	Faserstoff, der die Papier- und/oder Kartonherstellung bereits durchlaufen hat.

Wiederverwendung	Definiert durch die EU-Abfallrahmenrichtlinie als jedes Verfahren, bei dem Erzeugnisse oder Bestandteile, die keine Abfälle sind, wieder für denselben Zweck verwendet werden, für den sie ursprünglich bestimmt waren.
Referenzbedingungen	Bedingungen, die z. B. im Zusammenhang mit der Durchführung eines Prozesses, bei der Probenahme oder bei der Bestimmung von Emissionswerten festgelegt werden.
Zerfasern	Verfahren der mechanischen Behandlung von Fasern zur Entwicklung von
Reinigungsleistung	Gibt an, wie wirksam ein Behandlungsverfahren funktioniert. Sie wird normalerweise als Eliminationsgrad in Prozent in Bezug auf die ursprüngliche Emissionsfracht angegeben.
RMP	Refiner-Holzstoff.

Abkürzungen/Akronyme	
Abfluss	Teil des Niederschlags und der Schneeschmelze, der nicht versickert, sondern als Oberflächenabfluss abfließt.
Stofffänger	Ein Gerät, das zur Wiedergewinnung von Fasern und Füllstoffen aus dem Kreislaufwasser verwendet wird. Normalerweise basiert es auf einem Filtrations-, Sedimentations-, Flockungs- oder Flotationsprinzip.
SC	Superkalandriertes Papier.
Verkrustungen	Anorganische Ablagerungen in Anlagenteilen (kann gelegentlich auch organische Stoffe enthalten).
Wäscher	Gerät zur Gasreinigung mit einer Lauge.
SEPA	Schwedische Umweltschutzbehörde.
SEC	Spezifischer Energieverbrauch.
SGW	Steinschliff (Holzstoff).
Splitter	Faserbündel, d. h. bei der Kochung nicht zerfasert.
Schlammindex (SVI)	Der Schlammindex stellt das Volumen in Millilitern dar, das von 1 g einer Suspension nach 30 Minuten Absetzen eingenommen wird. Der SVI wird normalerweise verwendet, um die Absetzeigenschaften von Belebtschlamm und anderen biologischen Suspensionen zu überwachen.
SNCR	Selektive nicht katalytische Reduktion.
Seife	Das Produkt der Reaktion der Lauge in der Sulfatzellstofflaugung mit den Fettsäureanteilen des Holzes, die ausfällen, wenn das Wasser aus der Ablauge verdunstet wird.
Weichholz	Holz von Koniferen einschließlich Kiefer und Fichte. Der Begriff „Weichholz“ wird als Gegensatz zum Begriff „Hartholz“ verwendet.
Spezialpapierfabriken	Eine Fabrik, in der zahlreiche Papier- und Kartonsorten für Spezialanwendungen (in der Industrie und in sonstigen Bereichen) hergestellt werden, die durch besondere Merkmale, einen verhältnismäßig kleinen Endverbrauchermarkt oder Nischenanwendungen gekennzeichnet und häufig speziell für einen bestimmten Kunden oder eine bestimmte Endverbrauchergruppe hergestellt werden. Beispiele aus der breitgefächerten Kategorie der Spezialpapiere sind unter anderem Zigarettenpapiere, Filterpapiere, metallisierte Papiere, Thermopapier, Durchschreibepapier, Klebeetiketten und gussgestrichenes Papier sowie Gipskarton und Spezialpapiere zum Wachsen oder Isolieren, zu Bedachungszwecken, zum Asphaltieren und für sonstige spezielle Anwendungen oder Behandlungen. All diese Sorten sind keine Standardpapiere.
Spezifischer Wasserverbrauch	Die Menge Frischwasser, die während der Produktion verbraucht wird (Oberflächenwasser, Grundwasser), das von externen Ressourcen stammt. Dieser Frischwasserbedarf hängt von der lufttrockenen Nettoproduktion ab und wird als $\frac{1}{3}$ Tonne luro angegeben. Frischwasser, das nur zu Kühlzwecken verwendet wird (d. h. Wasser, das nicht mit Fasern und Zusatzstoffen in Berührung gekommen ist) und das direkt in das aufnehmende Gewässer eingeleitet wird, ist nicht eingeschlossen. Außerdem ist Abwasser, das in Dampf- und Stromkraftwerken vor Ort erzeugt wird, nicht eingeschlossen.
SS	Abfiltrierbare Stoffe.
SSL	Sulfatablauge. Flüssigkeit, die beim Sulfitzellstoffprozess übrig bleibt, bei dem Holz zu Zellstoff mit Bisulfit unter Einwirkung von Wärme und Druck aufgeschlossen wird.
Stickies	Materialien, die aneinander kleben; klebende Verunreinigungen in Altpapier.
Stoff	Bei der Papierherstellung – die gemischte Suspension des sortierten Faserstoffs/der sortierten Faserstoffe und zugesetzter Füllstoffe sowie chemischer Zusatzstoffe, die zur Papierbildung verwendet werden.
Stripper	Destillierkolonne zur Kondensatreinigung.
Sulfidität (%)	Sulfidität (%) = $(2[\text{HS}^-]/([\text{OH}^-] + \text{HS}^-]) \times 100$. Das Verhältnis von Schwefelwasserstoffionen und der Summe der Hydroxid- und Schwefelwasserstoffionen in Weißlaugung. Das Verhältnis wird in mol/mol angegeben.
Sulfitzellstoff	Zellstoff, bei dem verschiedene Sulfite oder Bisulfite als wesentliche Kochchemikalie verwendet werden.

Überhitzer	Dampfrohre im oberen Teil eines Kessels, in dem die Temperatur des erzeugten Dampfes über die gesättigte Dampftemperatur angehoben wird.
SUSD	Anfahren/Abfahren
Tallöl	Flüssiges Produkt, das aus den aus Schwarzlauge extrahierbaren Stoffen besteht.
TCF	Totalchlorfrei. Bleiche von Faserstoff ohne die Verwendung von Chemikalien mit Chlorverbindungen.
Techniken (gemäß IED)	Beinhalten sowohl die angewandte Technologie als auch die Art und Weise, wie die Anlage geplant, gebaut, gewartet, betrieben und stillgelegt wird.

Abkürzungen/Akronyme	
Thermomechanischer Holzstoff	Holzstoff zur Papierherstellung, der vollständig mithilfe mechanischer Mittel aus verschiedenen Rohstoffen, meistens jedoch Holz, hergestellt wird. Beim thermomechanischen Aufschluss wird der Rohstoff einer Wärmeverbehandlung unterzogen. Thermomechanischer Holzstoff enthält einen beträchtlichen Anteil an nicht zellulosehaltigen Verbindungen.
TMP	Thermomechanischer Holzstoff.
Gesamtstickstoffgehalt (tot-N)	Der Gesamtstickstoffgehalt (tot-N), angegeben in N, beinhaltet organischen Stickstoff, freies Ammoniak und Ammonium (NH ₄ ⁺ -N), Nitrite (NO ₂ ⁻ -N) und Nitrate (NO ₃ ⁻ -N).
Gesamtphosphorgehalt (tot-P)	Der Gesamtphosphorgehalt (tot-P), angegeben in P, beinhaltet sowohl gelösten Phosphor als auch nicht löslichen Phosphor, der in Form von Ausfällungen oder mit Mikroorganismen in das Abwasser gelangt.
TOC	Gesamter organisch gebundener Kohlenstoff; alternative Messung des CSB. Analysemethode, die zur Bestimmung des Gehalts an organischen Stoffen in einer Abwasserprobe verwendet wird.
Behandlungsleistung für NCG	Siehe Verfügbarkeit.
TRS	Gesamte reduzierte Schwefelverbindungen in Rauchgas. Summe der folgenden reduzierten übelriechenden Schwefelverbindungen, die bei der Zellstoffherstellung freigesetzt werden: Schwefelwasserstoff, Methylmercaptan, Dimethylsulfid und Dimethyldisulfid, angegeben als Schwefel.
AFS	Gesamtmenge abfiltrierbarer Stoffe (in Abwasser). Abfiltrierbare Stoffe bestehen aus kleinen Faserfragmenten, Füllstoffen, Feinstoffen, nicht sedimentierter Biomasse (Ansammlung von Mikroorganismen) und sonstigen kleinen Partikeln.
Terpentin	Eine Mischung aus Terpenen, hauptsächlich Pinen, die durch die Dampfdestillation von Kiefernharz gewonnen werden, das aus der Kondensation von Kocherabgasen aus der Kochung von Weichholz im Sulfatzellstoffprozess zurückgewonnen wird.
TWG	Technische Arbeitsgruppe.
UASB	Anaerobes/aufwärtsstrom-Schlammbedreaktor/-verfahren.
UBA	Umweltbundesamt, d. h. von Deutschland oder Österreich.
Viskosität von Zellstoff	Wird zur Bewertung des Grads des Celluloseabbaus während der Kochung und Bleiche verwendet. Angegeben in ml/g.
VOC	Flüchtige organische Verbindungen.
Vol-%	Volumenprozent.
Nasspartie	Teil des Papierherstellungsprozesses vor der Bildung der Papierbahn.
Weißblauge	Alkalische Kochflüssigkeit; eine wässrige Lösung aus NaOH und Na ₂ S, zur Herstellung von Sulfatzellstoff.
Kreislaufwasser	Allgemeiner Begriff für jegliches Prozesswasser einer Papierfabrik, das vom Stoff oder der Faserstoffsuspension entweder auf der Papiermaschine oder auf zusätzlicher Ausrüstung, wie zum Beispiel Eindickern, Wäschern, Stofffängern oder von Schleifern getrennt wurde. Es enthält eine bestimmte Menge an Fasern und kann unterschiedliche Mengen an Füllstoffen und Farbstoffen enthalten.
Holzhaltiges Papier und/oder holzhaltiger	Papier und Karton, die eine beträchtliche Menge nicht zellulosehaltiger Verbindungen (mehr als 5 %) als wesentlichen Bestandteil ihrer Faserstoffzusammensetzung enthalten.
Holzfrees Papier und/oder holzfreier Karton	Papier und Karton, die grundsätzlich nur Zellstoff in ihrer Faserstoffzusammensetzung enthalten; in der Praxis können sie jedoch eine kleine Menge anderer Fasern oder Faserstoffe enthalten (weniger als 5 % nicht zellulosehaltige Verbindungen).
WID	Richtlinie 2000/76/EG des Europäischen Parlaments und des Rates vom 4. Dezember 2000 über die Verbrennung von Abfällen

WWTP	Abwasserbehandlungsanlage.
Yankee-Zylinder	Großer einzelner Zylinder, der hauptsächlich zum Trocknen von Hygienepapier/Tüchern verwendet wird.
Jahresmittelwert, Wasser (Fracht)	Mittelwert (gewichtet nach den täglichen Produktionswerten) aller im Laufe eines Jahres mit der für die entsprechenden Parameter festgelegten Häufigkeit gemessenen Tagesmittelwerte, angegeben als Masse emittierter Stoffe pro Masseneinheit der erzeugten oder verarbeiteten Produkte/Materialien.
Jahresmittelwert, Luft	Mittelwert über einen Zeitraum von einem Jahr, ausgehend von gültigen, per kontinuierlicher Messung ermittelten Stundenmittelwerten.
Ausbeute	Menge nutzbarer Fasern nach dem Aufschluss und/oder Bleichen oder Deinking, angegeben als Prozentgehalt der nutzbaren Fasern in Bezug auf den Rohstoffinput.
Z	Bezeichnet eine Bleichstufe unter Einsatz von gasförmigem Ozon (O ₃).

DEFINITIONEN DER ZELLSTOFF- UND PAPIERSORTEN NACH CEPI

1. Papierdefinitionen

1.1 Grafische Papiere

Zeitungsdruckpapier: Papier, das hauptsächlich zum Drucken von Zeitungen verwendet wird. Es besteht größtenteils aus Holzstoff und/oder Altpapier, mit oder ohne einer kleinen Menge an Füllstoffen. Das Gewicht liegt gewöhnlich in einem Bereich zwischen 40 g/m² und 52 g/m², kann jedoch bis zu 65 g/m² betragen. Zeitungsdruckpapier ist maschinenglatt oder leicht kalandriert, weiß oder leicht eingefärbt und wird auf Rollen für Hochdruck-, Offsetdruck- oder Flexodruckverfahren verwendet. Der CEPI-harmonisierte Code für Zeitungsdruckpapier lautet 100 000 000.

Ungestrichenes holzhaltiges Papier: Papier, das zum Drucken oder für andere grafische Zwecke geeignet ist, wobei weniger als 90 % der Faserstoffzusammensetzung aus Zellstofffasern besteht. Diese Papiersorte ist auch als holzschliff- oder holzhaltiges Papier und Magazinpapier bekannt, wie z. B. dicht bedrucktes, superkalandriertes Papier für Verbrauchermagazine, die per Rotationstiefdruck- sowie Offsetverfahren gedruckt werden. Der CEPI-harmonisierte Code für ungestrichenes, holzhaltiges Papier lautet 211 000 000.

Ungestrichenes holzfreies Papier: Papier, das zum Drucken oder für andere grafische Zwecke geeignet ist, wobei mindestens 90 % der Faserstoffzusammensetzung aus Zellstofffasern besteht. Ungestrichenes holzfreies Papier kann aus einer Vielzahl von Stoffzusammensetzungen mit unterschiedlichem Gehalt an mineralischen Füllstoffen und mit einer Reihe von Endbearbeitungsprozessen, wie z. B. Leimen, Kalandrieren, Maschinenglätten und Kennzeichnen mit Wasserzeichen, hergestellt sein. Diese Sorte umfasst die meisten Büropapiere wie Geschäftsformulare, Kopier- und Computerpapier, Briefpapier und Buchdruckpapier. Pigmentierte und mit der Leimpresse „gestrichene“ Papiere (Strich von weniger als 5 g pro Seite) fallen unter diese Kategorie. Der CEPI-harmonisierte Code für ungestrichenes, holzfreies Papier lautet 231 000 000.

Gestrichenes Papier: Alle Papiere, die zum Drucken oder für andere grafische Zwecke geeignet und einseitig oder beidseitig mit Mineralien wie Porzellanerde (Kaolin), Calciumcarbonat etc. gestrichen sind. Das Streichen kann durch eine Vielzahl an Verfahren sowohl auf der Maschine als auch außerhalb der Maschine erfolgen und durch Superkalandrieren ergänzt werden. Gestrichene holzhaltige Papiere bestehen aus Fasern, die hauptsächlich (90 %) durch ein mechanisches Aufschlussverfahren hergestellt werden, und werden auch als gestrichenes holzstoffhaltiges Papier bezeichnet. Gestrichene holzfreie Papiere bestehen aus Fasern, die hauptsächlich (90 %) durch ein chemisches Aufschlussverfahren hergestellt werden, und werden auch als gestrichenes Feinpapier bezeichnet. Der CEPI-harmonisierte Code für gestrichenes holzhaltiges Papier lautet 212 000 000 und für gestrichenes holzfreies Papier 232 000 000.

1.2 Hygiene- und Haushaltspapier

Diese Kategorie umfasst eine große Bandbreite an Hygienepapieren zur Verwendung im Haushalt oder im Handel und in Industriebetrieben. Dies sind zum Beispiel Toilettenpapier und Kosmetiktücher, Küchentücher, Handtücher und Industrielwischtücher. Einige Hygienepapiere werden auch zur Herstellung von Babywindeln, Damenbinden etc. verwendet. Die Mutterrollenware wird aus

Frischfaserstoff oder zurückgewonnenen Fasern oder Mischungen davon hergestellt. Es wird in den Produktionsstatistiken mit seinem Mutterrollengewicht vor der Verarbeitung in das Endprodukt angegeben. Die Import- und Exportstatistiken berücksichtigen jedoch sowohl den Handel mit Mutterrollen als auch Endprodukten. Der CEPI-harmonisierte Code für Hygiene- und Haushaltspapier lautet 700 000 000.

1.3 Verpackung

Rohpapier: Papier und Karton, welche hauptsächlich für die Herstellung von Wellpappe verwendet werden. Sie werden aus einer beliebigen Kombination aus Frischfasern und zurückgewonnenen Fasern hergestellt und können gebleicht, ungebleicht oder meliert sein. Die innere Lage besteht aus Wellpapier und die äußeren Lagen werden Deckenpapier genannt. Diese umfassen Kraftliner, Testliner, Halbzellstoff-Wellpapier und Wellpapier auf Altpapierbasis (Wellenstoff). Sie werden hauptsächlich als Wellpappeschachteln, Transportverpackung, für die Lagerung und die Produktpräsentation verwendet. Auch als Containerboard, Wellpapperohpapier, Pappe, Linerboard oder Wellenstoff bezeichnet. Der CEPI-harmonisierte Code für Rohpapier lautet 300 000 000.

Karton: kann einlagig oder mehrlagig, gestrichen oder ungestrichen sein. Wird aus Frischfasern und/oder zurückgewonnenen Fasern hergestellt und verfügt über gute Falteigenschaften, Steifigkeit und Rillfähigkeit. Er wird hauptsächlich als Karton für Konsumgüter wie Tiefkühlkost, Kosmetika und als Behälter für Flüssigkeiten verwendet. Auch als Homogenkarton, Faltschachtelkarton, Schachtelpappe oder Carrier Board bezeichnet. Der CEPI-harmonisierte Code für Karton lautet 400 000 000.

Packpapier (bis zu 125 g/m²): Papier, das hauptsächlich zum Umhüllen oder Verpacken verwendet wird und aus einer beliebigen Kombination aus Frischfasern oder zurückgewonnenen Fasern hergestellt wird, gebleicht oder ungebleicht. Es kann verschiedenen Endbearbeitungs- und/oder Kennzeichnungsprozessen unterzogen werden. Diese Kategorie umfasst Kraftsackpapier, andere Kraftpackpapiere, Sulfitzellstoffpapier und Ölpapier. Der CEPI-harmonisierte Code für Packpapier lautet 500 000 000.

Andere Papiere hauptsächlich für Verpackungszwecke: Diese Kategorie beinhaltet alle sonstigen, vorstehend nicht aufgeführten Papiere und Pappen, die hauptsächlich für Verpackungszwecke vorgesehen sind. Die Mehrzahl wird aus zurückgewonnenen Fasern hergestellt, z. B. Graupappen, und sind für die Weiterverarbeitung bestimmt, die in einigen Fällen für andere Endverwendungszwecke als Verpackungen wie z. B. Buchdeckel und Spiele dienen können. Auch als Graupappe oder ungedeckte Graupappe bezeichnet. Der CEPI-harmonisierte Code für sonstige Verpackungen lautet 600 000 000.

1.4 Spezialpapier (sonstige)

Sonstiges Papier und Karton für industrielle und besondere Zwecke: Diese breitgefächerten Kategorie umfasst Zigarettenpapiere, Filterpapiere, Thermopapier, Durchschreibepapier, Klebeetiketten sowie Gipskarton und Spezialpapiere zum Wachsen oder Isolieren, zu Bedachungszwecken, zum Asphaltieren und für sonstige spezielle Anwendungen oder Behandlungen. Der CEPI-harmonisierte Code für Spezialpapier und -karton lautet 800 000 000.

2. Definitionen von Faserstoff

Die Faserstoffsorten werden gemäß ihrem Herstellungsprozess unterteilt. Folgende Hauptsorten werden unterschieden:

2.1 Holzstoffe

Steinschliff: Holzstoff, der durch Schleifen von Holz in relativ kurze Fasern hergestellt wird. Dieser Holzstoff wird hauptsächlich für Zeitungsdruckpapier und holzhaltige Papiere wie LWC- (leichtgewichtige gestrichene) und SC-Papiere verwendet. Der CEPI-harmonisierte Code lautet 923 000 000.

Thermomechanischer Holzstoff (TMP): Holzstoff, der in einem thermomechanischen Prozess hergestellt wird, bei dem Holzpartikel durch Dampf weichgemacht werden, bevor sie in einen Druck-Refiner eintreten. TMP hat im Wesentlichen die gleichen Endverwendungszwecke wie Steinschliff. Mit Varianten der zwei vorgenannten Prozesse werden Druck-Steinschliff und Refiner-Holzstoff hergestellt. Der CEPI-harmonisierte Code lautet 923 400 000.

2.2 Halbzellstoffe

Halbzellstoff: Zellstoff, der in einem zweistufigen Prozess hergestellt wird, der die partielle Kochung mit Chemikalien, gefolgt durch die mechanische Behandlung in einem Scheibenrefiner umfasst. Dieser Zellstoff wird hauptsächlich in der Herstellung von Wellenstoff für Wellpappe verwendet. Der CEPI-harmonisierte Code lautet 921 000 000.

Chemothermomechanischer Holzstoff (CTMP): Holzstoff, der ähnlich wie TMP hergestellt wird, wobei die Holzpartikel jedoch chemisch behandelt werden, bevor sie in den Refiner eintreten. Dieser Holzstoff verfügt über Eigenschaften, die für die Herstellung von Hygienepapier geeignet sind. Ein gewisser Anteil CTMP wird für Druck- und Schreibpapier verwendet. CTMP ist im harmonisierten System des Rats für die Zusammenarbeit auf dem Gebiet des Zollwesens unter den Halbzellstoffen eingeordnet. In der FAO sowie in anderen Industriestatistiken sind solche chemothermomechanischen Holzstoffe unter den Holzstoffen klassifiziert.

2.3 Zellstoffe

Sulfitzellstoff: Zellstoff, der durch die Kochung von Hackschnitzeln in einem Druckbehälter unter Einwirkung von Sulfitkochsäure hergestellt wird. Die Endverwendungszwecke reichen von Druck- und Schreibpapieren über Hygiene- und Sanitärpapiere bis hin zu Textilien und verschiedenen Chemikalien (Cellulosederivate).

Sulfatzellstoff (oder Kraftzellstoff): Zellstoff, der durch die Kochung von Hackschnitzeln in Druckbehältern unter Einwirkung von Natriumhydroxidlauge (Natronkochlauge) hergestellt wird. Der Zellstoff kann ungebleicht oder gebleicht sein. Die Endverwendungszwecke sind breit gefächert, wobei gebleichter Zellstoff insbesondere für grafische Papiere, Hygienepapier und Karton verwendet wird. Ungebleichter Zellstoff wird im Allgemeinen in Deckenpapier für Wellpappe, Packpapier, Sack- und Beutelpapier, Umschlägen und anderen ungebleichten Spezialpapieren verwendet. Der CEPI-harmonisierte Code lautet 922 100 000.

2.4 **Sonstige Faserstoffe**

Faserstoffe, die aus anderen Fasern als aus Holz hergestellt werden, wie z. B. Bagasse, Weizenstroh, Kenaf, Baumwollhadern und Hanf.

2.5 **Deinkte Faserstoffe**

Faserstoff, der aus Altpapier hergestellt wird, aus dem Druckfarben und andere Verunreinigungen entfernt wurden.

REFERENCES

- [1] Finnish BAT Report, *The Finnish Background Report for the EC Documentation of Best Available Techniques for Pulp and Paper Industry*, Ministry of Environment in Finland, 1997.
- [2] CEPI, *Annual Statistics 2008. European Pulp and Paper Industry*, CEPI, 2009.
- [3] CEPI, *Harmonised List for Paper and Board Grades*, 2007.
- [4] CEPI, *Sustainability Report 2009*, CEPI, 2009, p. 60.
- [5] Bentley et al., 'Mill report: McKinley Paper goes from zero to success in less than four years', *TAPPI Journal*, Vol. 82, No. 1, 1999-03-25, 1999.
- [6] BMU Austria, *Sector Waste Management Concept for Paper and Pulp Industry. Prevention-Utilisation-Disposal*, Ministry of Environment, Vienna, Austria, 1995.
- [7] Italian TWG, *BAT and economy of scale in the paper sector*, 2007, p. 12.
- [8] Borschke et al., 'Papermaking in view of an optimized waste and water management', *Das Papier*, Vol. 21. Jahrg., No. 6A, 1997, p. V 146- 153, 1997.
- [9] Directive 2004/8/EC, 'Directive 2004/8/EC of the European Parliament and of the Council of 11 February 2004 on the promotion of cogeneration based on a useful heat demand in the internal energy market and amending Directive 92/42/EEC ', Vol. L52, No 50, 21.02.2004, 2004.
- [10] Spanish Ministry of Environment, *Variability analysis of Recovery Boiler and Lime kiln Pulp and Paper. Industry air emissions over different averaging periods*, 2012.
- [11] Braunsperger et al., 'Slime Control without Chemicals ', *Wochenbl.f.Papierfabrikat.*, Vol. 124 (1996), No. 5, 1996, pp. p. 192-194.
- [12] Directive 2010/75/EU, 'Directive 2010/75/EU of the European Parliament and of the Council of 24 November 2010 on industrial emissions (integrated pollution prevention and control)', *Official Journal of the European Union*, Vol. L 334, 17.12.2010, 2010, pp. 17-119.
- [13] Landälv et al., 'A status report on the Chemrec renewable motor fuels and demonstration plant projects', *PulPaper 2010 Conference*, 2010, Helsinki, Finland.
- [14] CEPI, *BAT in the Manufacturing of Pulp*, CEPI , 1997.
- [15] CEPI, *BAT for Paper Manufacturing*, CEPI, 1998.
- [16] CEPI, *BAT in the Manufacturing of Pulp. Complementary Information on BAT Candidates*, CEPI, 1998.
- [17] Nurmesniemi, *Tertiary treatment of biologically treated waste water from the pulp and paper mill - internal report assessing findings of the WWF report on the Celco pulp mill in Valdivia, Chile*, Sora Enso Oyj, Environmental affairs, 2010, p. 2.
- [18] RAIZ, *Partial closure of bleach plant*, RAIZ – Instituto de Investigação da Floresta e do Papel, 2011.
- [19] G.Sousa, 'Extended modified cooking (batch or continuous) to a low Kappa', Personal Communication, 2011.
- [20] Pikka, 'Advances in eucalyptus pulp bleaching technology', *3rd ICEP -International Colloquium on Eucalyptus Kraft Pulp*, 2007, Belo Horizonte, Minas Gerais, Brazil.
- [21] Diedrich et al., 'In-line biological process water treatment in a zero effluent discharge paper mill', *Das Papier*, Vol. 51, No. 6A, p. V153-V159, 1997.
- [22] Driessen et al., *Anaerobic treatment of pulp and paper mill effluents – status quo and new developments. Water Science & Technology 55 (2007), No. 6, 223-230*, 2007.
- [23] Dutch Notes on BAT, *Dutch Notes on BAT for Paper and Board from Recycled Fibres*, 1996.
- [24] Furtado, 'Effect of the acid stage in ECF bleaching on Eucalyptus globulus kraft pulp bleachability and strength.', *Pulp and paper Canada*, Vol. 12, 102, 2001.
- [25] ISO, Technical committee 207, 2010.

- [26] Edelman et al., 'Towards effluent free paper mill', *Das Papier*, Vol. 21. Jahrg., No. 6A, 1997, pp. p. V 138- 145.
- [27] Edelman et al., 'Closed water cycles and environmental issues in paper production', *International Conference on process integration*, 1999, Copenhagen.
- [28] CEN 643, European list of standard grades of recovered paper and board, 2001.
- [29] ISO, ISO 14001: 2004, 2004.
- [30] DG Environment, What is Emas?, 2010.
- [31] IAF, International Accreditation Forum website, 2010.
- [32] Vakkilainen, Pulp Mill Energy and Recovery Processes. Lecture 13: Malodorous gas handling (DNCG, CNCG). 8-17 Nov. 2007, Helsinki University of Technology Department of Forest Products Technology, 2007.
- [33] COM, Assessment of the data collection on air emissions from European kraft pulp mills, Febr - April 2011, 2011.
- [34] Kankkonen et al., 'Enhancing the power generation in a modern greenfield pulp mill. Proceedings of the 2010 International Chemical Recovery Conference, March 29 - April 1, Williamsburg, Virginia, USA, Vol. 2, pp. 323 – 335', *2010 International Chemical Recovery Conference, March 29 - April 1*, 2010, Williamsburg Lodge, Williamsburg, Virginia, USA.
- [35] Raukola et al., 'Increasing power generation with black liquor recovery boiler', *2002 TAPPI Fall Technical Conference, September 8 - 11*, 2002, San Diego, California, USA.
- [36] SCAN, SCAN CM-45:00, revised 2000: COD and TOC removable by washing, 2000.
- [37] B.Eckert et al., 'Improving fiber yield through borate autocausticizing', *Tappi/Solutions!*, Vol. April 2005, 2005, pp. 33-34.
- [38] M.Björk et al., 'Partial borate autocausticizing trial increases capacity at Swedish mill', *Tappi Journal*, Vol. 4, No 9, 2005, 2005, pp. 15-19.
- [39] M.Michniewicz et al., 'The technique for sodium carbonate autocausticization with sodium metaborate', *Polish Paper Review*, Vol. 66, No 5, 2010, 2010, pp. 263-268.
- [40] B.Bujanovic et al., 'Comparative studies of kraft and kraft-borate pulping of black spruce', *Journal of Pulp and Paper Science*, Vol. 29, No 6, 2003, 2003, pp. 190-196.
- [41] H.Tran et al., 'Partial autocausticizing of kraft smelt with sodium borates', *Tappi/Solutions!*, Vol. Sept. 2001, 2001, pp. 1-16.
- [42] Botnia Rauma, 'Air emissions - Botnia Rauma mill. Presentation given during a mission to Finland, 23.02.2009', Personal Communication, 2009.
- [43] Evans, 'An overview of the water recovery process at Millar Western' s', *CPPA Spring Conference*, 1991, Whistler, B.C. 1991.
- [44] Evans, 'Startup of Millar Western's zero discharge BCTMP mill in Meadow Lake', *Tappi Pulping Conference*, 1992, Boston, MA.
- [45] Evans et al., 'Meadow Lake' s success opens the door for kraft bleach plant closure', *Pacific Paper Expo*, 1993, Vancouver, B.C.
- [46] M. Lundberg et al., 'Effect of Ammonia Injection on Black Liquor Recovery Boiler NOx Emissions and Ash Chemistry, TAPPI Engineering, Pulping & Environmental Conference, Aug. 24-27, 2008', *TAPPI Engineering, Pulping & Environmental Conference, Aug. 24-27, 2008*, 2008, Portland, Oregon, USA.
- [47] FEI, *The aquatic environmental impact of pulping and bleaching operations - an overview*, The Finnish Environment, 1996.
- [48] Mao et al., 'Effect of chloride and potassium on borate autocausticizing reactions during black liquor combustion', *Pulp & Paper Canada*, Vol. 107 (10), 2006, pp. T201-204.
- [49] N.Berglin et al., 'Experiences from feeding and co-firing of lignin powder in a lime kiln', *International Chemical Recovery Conference, March 29 - April 1, 2010*, 2010, Williamsburg, Virginia, USA.

- [50] Decision 2000/532/EC, 'Commission Decision 2000/532/EC of 3 May 2000 replacing Decision 94/3/EC establishing a list of wastes pursuant to Article 1(a) of Council Directive 75/442/EEC on waste and Council Decision 94/904/EC establishing a list of hazardous waste pursuant to Article 1(4) of Council Directive 91/689/EEC on hazardous waste', *Official Journal of the European Communities*, Vol. L 226, 6.9.2000, 2000, pp. 3-22.
- [51] R.Honkanen, 'Experiences in Various Chloride Removal Technologies', *International Chemical Recovery Conference, March 29 - April 1, 2010*, 2010, Williamsburg, Virginia, USA.
- [52] Goncalves et al., 'Factors affecting chloride and potassium removal efficiency of a recovery boiler precipitator ash treatment system.', 2009.
- [53] Fromson et al., 'Good project execution: a science not an art', *47th Annual General Conference*, 1993, Roorua, Australia, April 1993.
- [54] N.DeMartini et al., *Black Liquor Gasification – State of the Art*, ForestCluster Ltd., 2010.
- [55] M.Naqvi et al., 'Bio-refinery system in a pulp mill for methanol production with comparison of pressurized black liquor gasification and dry gasification using direct causticization', *Applied Energy*, 2011.
- [56] Naqvi et al., 'Black liquor gasification integrated in pulp and paper mills: A critical review.', *Bioresource Technology*, Vol. 101 (2010), 2010, pp. 8001-8015.
- [57] O.Grigoray, *Gasification of Black Liquor as a Way to Increase Power Production at Kraft Pulp Mills. Maser's thesis.*, Lappeenranta University of Technology, Faculty of Technology, 2009, p. 86.
- [58] K.Grönblad et al., 'Ombyggnad av sodapanna SP-7 i Skutskär (Rebuild of recovery boiler SP-7 in Skutskär)', *Sodahuskonferens, ÅF-IPK*, 2000, Stockholm, Sweden.
- [59] Hamm et al., 'Anaerober Abbau von Abwässern altpapierverarbeitender Papierfabriken', *Das Papier*, Vol. 45, No. 10A, 1991, pp. V55-V63.
- [60] Hamm, 'Utilization and final disposal of paper mill waste - what is the answer', *Wochenbl. F. Papierfabr.*, Vol. Nr. 9, 409 - 413, 1996.
- [61] Wallén et al., 'Operational performance of Billerud Gruvön's new recovery boiler with environmental friendly solutions. TAPPI Proceedings: Fall Technical Conference, 8 - 11 September 2002', *TAPPI Fall Technical Conference, Sept. 2002*, 2002, San Diego, California, USA.
- [62] Hedenberg, *Nitrogen and phosphorus in pulp wood*, Miljö 95/96, 1996.
- [63] Salmenoja, 'NOx emissions from kraft pulp mills. Presentaion given during a mission to Rauma in February 2009', Personal Communication, 2009.
- [64] J.Malmström, *NOx emissions from Swedish recovery boilers*, Swedish Forest Industries Federation, 2010.
- [65] N.DeMartini et al., *Final summary report on nitrogen oxide emissions from Finnish pulp mills*, Finnish Recovery Boiler Committee, 2010.
- [66] FRBC, *NOx emissions from recovery boilers – why discrepancy between Finnish and Swedish values*, Finnish Recovery Boiler Committee, 22.12.2010, 2010, p. 12.
- [67] Hynninen, *Study for the Finnish Forest Industries Federation on tertiary treatment*, Biosim Networking Group AB, Föglö, Finland, 2008, p. 1.
- [68] IFP, *Biodegradability of chemical additives for papermaking and paper converting*, Institute of Paper Science and Technology, Darmstadt, Germany, 1997, 1997.
- [69] IFP, *Report on BAT for the Production of Case making Materials (Testliner and Wellenstoff)*, Institute of Paper Science and Technology, Darmstadt, Germany, 1998.
- [70] González, 'Submitted environmental performance data and background information from the eucalyptus-based kraft pulp mill UPM S.A. Fray Bentos, Uruguay', Personal Communication, 2011.
- [71] Pöyry, *Tech/Econ Evaluation of Water Pollution Control in Pulp Mills*, 1992.
- [72] R.Campo et al., 'Celtejo plays in the top division', *Results Pulp & Paper*, Vol. 3, No 2009, 2009, p. 2.

- [73] ASPAPEL/CELPA, Environmental issues specific to eucalyptus-based kraft pulp-making, 2010.
- [74] Pöyry, *Techno-Economic Study on the Reduction Measures, Based on BAT of Emissions (water, waste, air) from the Paper and Board Manufacturing Industry*, EU, 1994.
- [75] Pöyry, *A compilation of BAT techniques in Pulp and Paper Industry*, Jaakko Pöyry Oyj, 1997.
- [76] Pöyry, *BAT emissions of the pulp and paper industry in the European Union. Strategic background paper*, 1998.
- [77] Costa et al., 'Low environmental impact bleaching sequences for attaining high brightness level with Eucalyptus SPP pulp', *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, Vol. Vol. 26, No. 1, Jan. - March 2009, 2009, pp. 11-22.
- [78] Hostachy, 'Ozone-enhanced bleaching of softwood kraft pulp (peer-reviewed)', *Tappi-Journal*, Vol. August 2010, 2010, pp. 14-21.
- [79] Dyllick and Hamschmidt, '(quoted in) Klemisch H. and R. Holger, Umweltmanagementsysteme in kleinen und mittleren Unternehmen – Befunde bisheriger Umsetzung, ', *KNI Papers 01/02, January 2002, p 15*, Vol. 73, 2000, p. 15.
- [80] Koepf-Bank, 'Biologische Reinigung des Abwassers einer altpapierverarbeitenden Papierfabrik', *Allg.Papier-Rdsch*, Vol. 115, No. 40, 1991, pp. p. 1092-1098.
- [81] Krieger, 'New developments in rejects and sludge dewatering', *Paper Technology*, Vol. 39, No. 4, 1998, pp. p. 45-50.
- [82] Clausen J., M. Keil and M. Jungwirth, *The State of EMAS in the EU. Eco-Management as a Tool for Sustainable Development – Literature Study, Institute for Ecological Economy Research (Berlin) and Ecologic*, Institute for International and European Environmental Policy, 2002, p. 15.
- [83] Reg. 1221/, 'Regulation (EC) No 1221/2009 of the European Parliament and of the Council of 25 November 2009 on the voluntary participation by organisations in a Community eco-management and audit scheme (EMAS), repealing Regulation (EC) No 761/2001 and Commission Decisions 2001/681/EC and 2006/193/EC', *Official Journal of the European Union*, Vol. L 342, 22.12.2009, 2009, pp. 1-45.
- [84] T.Lind et al., 'Electrostatic precipitator performance and trace element emissions from two kraft recovery boilers', *Environmental Science & Technology*, Vol. Vol. 40, No. 2, January 15, 2006.
- [85] P.Mikkanen, *Fly ash particle formation in kraft re-recovery boilers.*, Helsinki University of Technology: VTT Publications, Espoo, 2000, p. P421.
- [86] Merkel, 'Waste Paper Treatment and Energy Consumption', *WfP*, Vol. No.5, 1997, pp. p. 211-215.
- [87] Jouttijärvi et al., 'Controlling the eutrophying properties of biologically treated wastewater from pulp and paper mills', *6th International Conference on the Fate and Effects of Pulp and Paper Mill Effluents. April 9 - 12, 2006*, 2006, Vitoria, Brazil.
- [88] CEN, *EN 13725:2003 Air quality - Determination of odour concentration by dynamic olfactometry*, CEN, 2003.
- [89] RFC NL 1, 'Personal communication with expert from the RCF NL 1 based corrugated base paper mill ', Personal Communication, 2010.
- [90] J.Schrijver et al., 'Biocides for deposit control in the production of corrugated base paper, in: Chemical additives for the production of pulp & paper', *Edited by ZELLCHEMING TC 'Chemical Additives'*, 2008, pp. 319 -339.
- [91] Möbius, *Pulp and paper industry wastewater. Biological treatment of wastewater from pulp and paper manufacturing*, Munich, Germany, 1997, p. 2nd Edition.
- [92] F.Schmidt et al., 'Filtrationsanlagen zur Verbesserung der Ablaufqualität in biologischen Abwasserreinigungsanlagen (engl. Filtration units enhancing the quality of final effluents from biological waste water treatment)', *Wochenbl. f. Papierfabrikation (WfP)*, Vol. 5, 2002, pp. 309 - 311.

- [93] Mönnigmann et al., 'Abwasserfreie Papierfabrik - Traum oder Alptraum?', *Das Papier*, Vol. 50, No. 6, 1996, pp. p. 357-364.
- [94] F.Schmid et al., *Vergleichende Betrachtung und Anwendungsempfehlungen zum Einsatz von Online-Messtechnik in biologischen Abwasserreinigungsanlagen der Papierindustrie*, Paper Research Institute PTS, 2002.
- [95] M.Cordes-Tolle et al., 'Einsatz und Erfahrungen mit Online-Messgeräten bei der Überwachung von biologischen Abwasserreinigungsanlagen', *ipw Das Papier 2000*, Vol. No. 7, 2000, pp. T 114 - T 118.
- [96] Nokelainen et al., 'Wet end control- results and new possibilities', *Pulp & Paper Conference "EcoPaper/Tech"*, 1995, Helsinki, June.
- [97] Nokelainen et al., 'Control of retention and ash', *PIRA Conference Proceedings " Use of minerals in Papermaking"*, 1997, Manchester, UK.
- [98] G.Weinberger et al., 'Optimierung von Betriebsbedingungen zur Vermeidung von Betriebsstörungen in biologischen Abwasserreinigungsanlagen, in: Betrieb biologischer Abwasserreinigungsanlagen – Optimale Konzepte und Vermeidung von Betriebsstörungen', *Betrieb biologischer Abwasserreinigungsanlagen – Optimale Konzepte und Vermeidung von Betriebsstörungen*, PTS-Manuskript: PTS-MS 50219, 2002, Munich, Germany.
- [99] Nygard et al., *Coating chemical regeneration by ultrafiltration*, 1997.
- [100] M.Cordes-Tolle, *Optimierung und Kontrolle der Stickstoff- und Phosphorversorgung, in: Betrieb biologischer Abwasserreinigungsanlagen – Der Weg zur stabilen Anlage*, Paper Research Institute PTS, 2000.
- [101] G.Weinberger, *Steigerung der Leistungsfähigkeit und der Betriebssicherheit anaerober Reinigungsprozesse in der Papierindustrie durch Verbesserung der Schlammigenschaften (engl.: Increase of the performance and reliability of anaerobic purification processes in the paper industry by improving the sludge properties)*, Paper Research Institute PTS, 2004, p. 85.
- [102] I.S.Kim et al., 'The effect of calcium on the membrane biofouling in the membrane bioreactor (MBR)', *Water Research*, Vol. 40, No 14, 2006, pp. 2756-2764.
- [103] P.Fischer, 'Product and system technology of Voith Paper Environmental Solutions for sustainable paper production', *Tappsa Journal*, Vol. Sept 2008, 2008, pp. 30-34.
- [104] Paper and Timber, 'Firing pulp and paper making residues at small power plants', *Paper and Timber*, Vol. Vol. 75, No No. 8, 1993.
- [105] F.Hutter, 'Strategie der Energieversorgung in der Papierindustrie (engl: strategy of energy supply in the paper industry)', *Wochenblatt für Papierfabrikation*, Vol. 23-24, 2007, p. 1280.
- [106] F.Hutter, 'Data related to the environmental performance of the recently built CCGT plant at the paper and cartonboard mill in RCF DE 2', Personal Communication, 2010.
- [107] H.Schwarz, 'Personal communication about the MBR built at Köhler Pappen Gengenbach', Personal Communication, 2010.
- [108] Krieger, Bellmer, 'Investment and operating costs for sludge dewatering machinery', Personal Communication, 2010.
- [109] PARCOM, *BAT and BEP for the Sulphite and Kraft Pulp Industry*, 1994.
- [110] N.Kaindl, 'Advanced waste water treatment at LCA Laakirchen AG, presentation during a site visit on 15 May 2009', Personal Communication, 2009.
- [111] Möbius, 'Waste water in the pulp and paper industry - today and in retrospect', *PTS Water & Environmental Technology Symposium, 10./11.Vov. 2009*, 2009, Munich, Germany.
- [112] Kaindl, 'Weitergehende Abwssereinigung mittels Ozonung and nachfolgender Biofiltration', *ipw Das Papier 2007*, Vol. No. 1, 2006, pp. T130-T135.
- [113] PTS, *Operation of biological Wastewater Treatment Plants - Reasons and Prevention of Disturbances*, Papiertechnische Stiftung PTS (The Paper Technology Specialists), 1998.

- [114] PTS-FB, *Measures for reduction of gaseous emissions from paper and coating machines*, Munich: Papiertechnische Stiftung (PTS), 1997, p. 108.
- [115] C.H.Möbius et al., 'Combined ozonation and biofilm treatment for reuse of papermill waste waters', *Water Science and Technology*, Vol. 49, No. 4, 2004, pp. 319 - 323.
- [116] Rampotas et al., 'The netfloc system - the tool to remove extractives and NPE', *Tappi Minimum Effluent Mill Conference*, 1996, Tappi.
- [117] Kaindl, *Weitergehende Reinigung von mechanisch und biologisch vorgereinigtem Abwasser der Papierindustrie mittels Ozonbehandlung und nachfolgender Biofiltration (Engl.: Advanced purification of mechanical and biological pre-treated paper mill effluent by ozonation and subsequent biofiltration)*, Technical University of Vienna, Austria, 2009, p. Doctoral thesis.
- [118] A.Helble et al., 'Current experience with the use of membrane bioreactor technology for the treatment of papermill effluent', *PTS Water & Environment Technology Symposium*, 2009, Munich, Germany.
- [119] Botnia, Annual Report 2009, 2010.
- [120] RIZA, *A Broad Approach to Water Loop Closure at Papierfabriek Doetinchem (and Appendix Report)*, RIZA, 1997.
- [121] RIZA, *The evaluation of substances and preparations in the context of the pollution of Surface water Act*, Riza, 1997.
- [122] Veracel, Sustainability 2008, 2009.
- [123] Roitto et al., 'Environment-friendly coating: recycling of coating chemicals', *Executive conference on profitable making of coated papers*, 1997.
- [124] Mäntyniemi, 'Novel solutions for pulp mill energy intensification', *Pulpaper 2010. Implementing the new rise*, 2010, Helsinki, Finland.
- [125] Schwarz et al., 'Peripheral subsystems for water, sludge and rejects', *WfP*, Vol. No. 18, 1995, pp. p. 792-802.
- [126] Sebbas, 'Reuse of kraft mill secondary condensates', *Tappi Journal*, Vol. July 1988, 1988.
- [127] SEPA report, *Reduction of Atmospheric Emissions from Pulp Industry*, Swedish EPA, 1992.
- [128] P.McKeough et al., 'Higher-value energy products from biomass - a technology overview', *Pulpaper 2010. Implementing the new rise*, 2010, Helsinki, Finland.
- [129] SEPA report, *Environmental Impact of Pulp and Paper Mill Effluents. A strategy for Future Environmental Risk Assessments*, 1997.
- [130] SEPA report, *Energy conservation in the pulp and paper industry*, 1997.
- [131] SEPA report, *Aspects on Energy and Environment Costs in Connection with Production of Kraft Pulp, Recycled Fibre and TMP*, 1997.
- [132] Solid waste handbook, *Solid waste handbook for the paper industry*, 1996.
- [133] A.v.Heiningen, 'Overview of forest biorefinery concepts; opportunities and challenges', *Pulpaper 2010. Implementing the new rise*, 2010, Helsinki, Finland.
- [134] Södra Värö, 'Personal communication during a site visit carried out 17 February 2009', Personal Communication, 2009.
- [135] KRAFT SE 1 mill, 'Personal Communication with the environmental affairs manager of the KRAFT SE 1 mill in Sweden', Personal Communication, 2010.
- [136] Sweet et al., 'Millar Western's zero liquid effluent market BCTMP mill one year after start-up', *Pacific Coast and Western Branches Conference*, 1993, CPPA, Whistler.
- [137] K.Touminen, 'Future pulp mill with energy products', *Pulpaper 2010 - Implementing the new rise*, 2010, Helsinki, Finland.
- [138] PP TWG, *Questionnaires for data collection 2009*, EIPPCB, 2009.
- [139] ASPAPEL, *Guía de gestión de residuos (fábricas de pasta, papel y cartón). Engl: Guidelines for waste management (pulp, paper and cartonboard mills)*, ASPAPEL, 2008, p. 109.

- [140] Tappi proceedings, 'Design considerations for cost-effective kraft and sulphite pulping liquor spill control system', *Tappi Pulping Conference. Minimum effluent Mill Symposium*, 1996, Tappi.
- [141] Kuula et al., 'Ultrafiltration membrane technology – more efficiency through water and coating color recycling', *17th International Paper Symposium Munich 2-4 April 2008*, 2008, Munich, Germany.
- [142] C.Finke et al., *Coating colour recovery within paper production. Final report within the environmental innovation program of the German Ministry of Environment*, German EPA (Umweltbundesamt, UBA), 2009, p. 53.
- [143] T.Sutela et al., 'Ultrafiltration membrane technology enables runnability improvements and reduced water consumption in paper and board mills', *Chemical technology in papermaking*, PTS Munich, 2006, Munich, Germany.
- [144] Sutela, 'Long term experience of ultrafiltration at paper industry', *PTS Seminar 'Membrane technology in the paper industry'*, 2008, Munich, Germany.
- [145] UBA Report, *Avoidance of wastewater by closed water loops with in-line process water treatment in a paper mill*, German EPA, 1996.
- [146] Möbius, *Abwasser der Papier- und Zellstoffindustrie* 3. Auflage, November 2002, Revision Dezember 2008 (engl.: Waste water from the pulp and paper industry), 2008.
- [147] J.Sommer et al., 'Reststoffverwertung in der Papierindustrie am Beispiel des Heizkraftwerkes Wörth der Papierfabrik Palm - Konzept, Realisierung, Inbetriebnahme und erste Betriebserfahrungen', *Berliner Abfallwirtschafts- und Energiekonferenz - Optimierung der Abfallverbrennung*, 2009, Berlin, Germany.
- [148] Voith, 'Mastering environmental and economic challenges with the integrated paper mill concept', *9th IWA Symposium on Forest Industry Wastewaters, June 17, 2009*, 2009, Fredericton, New Brunswick, Canada.
- [149] H.Hilbert, 'Leistungsvergleich Schwebebettreaktor und Anaerob-Stufe zur Hochlastbehandlung von Abwässern einer Deinking-Papierfabrik (engl. Comparison of the performance of a moving bed reactor with an anaerobic stage for the treatment of high-loaded effluents of a deinking mill)', *GWF Wasser - Abwasser*, Vol. 149, No. 4, 2008, pp. 355-363.
- [150] Bülow et al., 'Complete water system closure', *Pulp and Paper International*, Vol. No. 8, 2003, pp. 14-17.
- [151] Bülow et al., 'Schließung des Wasserkreislaufs einer Altpapier verarbeitenden Papierfabrik unter besonderer Berücksichtigung der Calcium-Problematik', *ipw/Das Papier*, Vol. No. 1, 2003, pp. 31-38.
- [152] I.Demel et al., 'Kriterien für die Rückführung biologisch gereinigter Wässer in die Produktion (engl. Criteria for re-circulation of biologically treated process waters)', *ipw/Das Papier*, Vol. No. 1 and 2, 2004, pp. No. 1, p. 37-40, No. 2, p. 33-35.
- [153] J.Sundholm, *Mechanical pulping. Book 5*, Finnish Paper Engineer's Association & TAPPI, Helsinki, 1998, p. Papermaking Science and Technology.
- [154] Virtapohja et al., 'Accelerated biodegradation of EDTA in a conventional activated sludge plant under alkaline conditions', *TAPPI Environmental Conference*, 1997, Minnesota, USA.
- [155] Ward et al., 'Millar Western Meadow Lake. A success story in effluent treatment', *Joint Conference of Environment Canada and the German Ministry of Environment*, 1993, Munich, Germany.
- [156] LD Leipzig, 'Monthly selfmonitoring reports from Stora Enso Sachsen GmbH (Aug. 2008 - July 2009)', Personal Communication, 2010.
- [157] KRAFT SE 1 mill, 'Daily average emission data over the year 2009 of the waste water treatment plant of the KRAFT SE 1 mill', Personal Communication, 2010.
- [158] RFC NL 1, 'Daily average emission data of the waste water treatment plant RCF NL 1 over the year 2009', Personal Communication, 2010.

- [159] Steube et al., 'The greatest possible reduction in BOD, COD, AOX and EDTA in the biological effluent treatment plant of the Stendal pulp mill', *PTS Symposium Water and Environmental Technology 2005*, 2005, Munich, Germany.
- [160] LVSA, 'Selfmonitoring report of the waste water treatment plant of the kraft pulp mill Stendal, DE (2008)', Personal Communication, 2009.
- [161] C.Hoelger et al., 'Phosphonate als ökologisch sinnvolle Alternative zu DTPA - Ergebnisse einer Studie bei MD Albbbruck (Engl. Phosphonates as an ecologically sound alternative to DTPA - Results of a study at MD Albbbruck)', *Wochenbl. f. Papierfabrikation*, Vol. 136 (2008), No. 11-12, 2008, pp. 666-669.
- [162] U.Hamm, *Technical evaluation of the use of chelating agents at the SE Hagen paper mill (German: Fachliche Bewertung des Komplexbildnereinsatzes bei der Stora Enso Kabel GmbH & Co. KG, Hagen)*, PMV, Technical University Darmstadt, 2009, p. 55.
- [163] J.Lahtinen et al., 'Water and energy savings in vacuum generation - how to utilise modern process and variable speed drive technology', *Symposium Water and Environmental Technology*, PTS Munich, 2009, Munich, Germany.
- [164] M.Kara, 'Energy use, visions and technology, opportunities in Finland', 2007, Helsinki, Finland.
- [165] ZELLCHEMING, *Chemical additives for the production of pulp and paper. Functional essential - ecological beneficial.*, Deutscher Fachverlag, 2008.
- [166] KRAFT SE 1 mill, 'Daily average emission data of the bubbling fluidised bed boiler equipped with SNCR from the KRAFT SE 1 mill', Personal Communication, 2010.
- [167] BMUJF, *Emissionsbegrenzung und Anwendungsbereiche von Gasturbinen und GuD-Anlagen*, Bundesministerium für Umwelt, Jugend und Familie, 1999.
- [168] M.Huhtinen et al., *Combustion of bark*, TAPPI PRESS, 2000, p. Papermaking Science and Technology, Book 6B.
- [169] Nilsson et al., *Continuum - Rethinking BAT Emissions of the Pulp and Paper Industry in the European Union*, The Finnish Environment Institute, 2007, p. 41.
- [170] Pöyry, *Combined heat and power. Report by order of CEPI*, 2010.
- [171] R.Morin, 'Daily average data over a complete year (2008) from the Södra Värö kraft pulp mill ', Personal Communication, 2009.
- [172] A.Schweizer, 'Daily average data over a complete year for the recovery boiler and the lime kiln of Zellstoff Pöls AG, AU', Personal Communication, 2010.
- [173] J.Queiser, 'Pulp mill Arneburg. On-line transfer of emission data 2009 to the competent authority ', Personal Communication, 2009.
- [174] M.Ahloth et al., *3FS Förutsättningar för framtidens sodapanna - En värmeteknisk studie. (Engl. The opportunities of future recovery boilers - A process study)*, Thermal Engineering Research Institute Värmeforsk, 2009, p. 265 pages.
- [175] Recovery Boiler Committee, *Recommended procedure for incineration of noncondensable gases. Second, updated version dated March 31, 2006*, Finnish Recovery Boiler Committee, 2006.
- [176] Hämäläinen, 'Technical description of malodorous gas collection in Botnia mills', Personal Communication, 2009.
- [177] Spanish Ministry of Environment, *Variability analysis of pulp and paper sector emissions to water over different averaging periods. Presented in the framework of the European process for the review of the Pulp and Paper BREF*, 2009.
- [178] R.Spörl, *Revision des BVT-Merkblattes für die Papier- und Zellstoffherstellung. Teilbericht 2: Vergleichbarkeit von Berichtsdaten*, Paper Research Institute PTS Munich, 2009.
- [179] O.Blum, 'Optimierung des Wärmehaushalts – Reduzierung der Ablauftemperatur im Vorfluter', *PTS Seminar Wasserkreisläufe in der Papiererzeugung*, 2006, Munich, Germany.

- [180] A.Well, 'Simulation zur Prognose für die Rückführung von biologisch gereinigtem Abwasser', *PTS Seminar Betrieb biologischer Abwasserreinigungsanlagen*, 2006, Dresden, Germany.
- [181] Kappen et al., *Reduzierung der spezifischen Abwassermenge durch Optimierung der Wasserkreisläufe bei der Erzeugung holzfreier Papiere*, Paper Research Institute PTS, 2003.
- [182] J.Kappen et al., 'Utilisation of waste heat - one essential approach to the carbon dioxide problem', *Pulpaper 2004*, 2004, Helsinki, Finland.
- [183] J.Kappen et al., 'Modelling and simulation in pulp and paper industry, Proceedings of Model Validation Workshop, Espoo, Finland, 2005 ', *COST Action E36 Modelling and simulation in pulp and paper industry*, Vol. 1455–0873, VTT Technical Research Centre of Finland, 2005, Espoo, Finland.
- [184] Alonso et al., *Main specifications of different software packages. COST E36 Modelling and Simulation in the pulp and paper industry*, COST, 2006.
- [185] J.Zürcher, 'Turbair vacuum systems. The most efficient vacuum systems for dewatering; Proceedings of the COST Strategic Workshop 'Improving Energy Efficiency in Papermaking', Amsterdam 9.-11. June 2008', 2009.
- [186] Lahtinen et al., 'Water and energy savings in vacuum generation - How to utilize modern process and variable speed drive technology; in H.-J. Öller (ed.), Proceedings 'PTS-Symposium Water & Environmental Technology 2009"', 2009, 2.
- [187] Bussmann et al., 'Geruchs- und Schleimeliminierung in der Papierindustrie. Einsatz des 'Mol Clean'-Verfahrens bei Pappen- und Wellpappenrohpaperherstellern (engl.: Odour and slime elimination in the paper industry)', *Allgemeine Papier-Rundschau (APR)*, Vol. 03, No 2008, 2008, pp. 24-28.
- [188] Pöyry, *Odour emission from pulp and paper production*, Pöyry Management Consulting Oy, 2010, p. 5.
- [189] Norrström, *Steam and power generation in pulp and paper mills*, ÅF-Engineering AB, Stockholm, Sweden, 2010, p. 22.
- [190] TBU Stubenvoll, *Description of technical measures for reduction of NOx emissions from fluidised bed boilers. Final report (in German)*, Technisches Büro für Umweltschutz - TBU, 2004.
- [191] FFIF, *Energy efficiency in the Finnish pulp and paper industry*, 2007.
- [192] GIRL, 'Determination and assessment of odour in ambient air (Guideline on odour in ambient air/GOAA) dated 29 February 2008, translated version from March 2003, in 2009 an updated and complemented version has been published (in German only)', *Niedersächsischen Ministerialblatt*, 2008.
- [193] Axegård et al., *Ecocyclic Pulp Mill - "KAM". Final report 1996-2002*, STFI (now Innventia), Stockholm, 2003.
- [194] Francis, *Reporting guidelines for energy use in pulp and paper operations*, FPInnovations - Paprican, 2007, p. 110.
- [195] CEN, *EN 16001:2009: Energy management systems - Requirements with guidance for use*, July 2009, 2009.
- [196] Blum, 'Energy efficiency analysis – cost effectiveness in energy consumption', *PTS news, Munich*, Vol. 2006, 2006.
- [197] IEA, *Tracking Industrial Energy Efficiency and CO2 Emissions. In support of the G8 Plan of Action*, IEA, 2007, p. 324.
- [198] Porle, *Electrostatic precipitators for industrial applications. REHVA Guidebook*, REHVA - Federation of European Heating and Air-conditioning Associations, 2005, p. 117.
- [199] Herrlander, 'E-mail communication on key elements on ESP application in the pulp and paper sector, January 2010', Personal Communication, 2010.
- [200] REACH Regulation (EC) No 1907/, 'Regulation (EC) No 1907/2006 of the European Parliament and of the Council of 18 December 2006 concerning the Registration,

- Evaluation, Authorisation and Restriction of Chemicals (REACH)', *Official Journal of the European Union*, Vol. L 396, 30.12.2006, 2006, pp. 1-849.
- [201] Ingemansson Technology AB, *Report 12-01823-A. A consequential study (in Swedish) made for the Swedish Forest Industry Federation (SFIF)*, Swedish Forest Industry Federation (SFIF), 2005.
- [202] Svanberg, 'Telephone interviews, January 2010, with representatives of Swedish pulp and paper mills (Rottneros/Utansjö mill, Stora Enso/Norrundet mill, Arctic Paper/Håfreström mill)', Personal Communication, 2010.
- [203] Directive 2000/76/EC, 'Directive 2000/76/EC of the European Parliament and of the Council of 4 December 2000 on the incineration of waste', *Official Journal of the European Communities*, Vol. L 332, 28.12.2000, 2000, pp. 91-111.
- [204] Portugal, *Phosphorus emissions from the production of eucalyptus kraft pulp – update*, Portuguese TWG, 2007, p. 3.
- [205] WFD 98/EC, 'Directive 2008/98/EC of the European Parliament and of the Council of 19 November 2008 on waste and repealing certain Directives', *Official Journal of the European Union*, Vol. L 312, 22.11.2008, 2008, pp. 3-30.
- [206] Akso Nobel, *Complete degradation of EDTA in biological waste water treatment plants*, Akso Nobel, 2007, p. 2.
- [207] T.Tamminen, et al., 'Dust and flue gas chemistry during rapid changes in the operation of black liquor recovery boilers: Part 3 - Gaseous emissions', *Tappi Journal*, Vol. Vol. 1, No. 7 (September 2002), 2002, pp. 25 - 29.
- [208] Langi et al., *Fate and degradation of complexing agents used in pulp and paper production*, Ekolab Environmental Ltd, 2007.
- [209] Aschacher et al., *New complexing agents for the pulp and paper industry*, Holz Forschung, 2007, p. 3.
- [210] T.Tamminen, et al., 'Dust and flue gas chemistry during rapid changes in the operation of black liquor recovery boilers: Part 2 - Dust composition', *Tappi Journal*, Vol. Vol. 1, No. 6 (August 2002), 2002.
- [211] Technical University of Denmark and Novozymes, *Proposal of five enzyme applications in pulp and paper industry for BAT or Emerging Techniques*, Technical University of Denmark and Novozymes, 2007.
- [212] T.Tamminen, et al., 'Dust and flue gas chemistry during rapid changes in the operation of black liquor recovery boilers: Part 1 - Dust formation', *Tappi Journal*, Vol. Vol. 1, No. 5 (July 2002), 2002, pp. 27 - 31.
- [213] Pelin, 'Text proposal on the preparation of ClO₂ for the bleaching of pulp', Personal Communication, 2009.
- [214] Seveso II Directive (96/82/EC), 'Council Directive 96/82/EC of 9 December 1996 on the control of major accident hazards involving dangerous substances (Seveso II Directive)', *Official Journal of the European Communities*, Vol. L 010, 14.01.1997, 1996, pp. 13-33.
- [215] Aubriot, 'Performance data of the biological waste water treatment plant of the Tembec sulphite pulp mill, Tartas', Personal Communication, 2009.
- [216] Patt, *Einsatz von Komplexbildnern in der TCF-Bleiche von Magnesiumbisulfidzellstoffen*, University of Hamburg, Chemical Technology of Wood, 2009, p. 8.
- [217] Lenzing, 'Technical descriptions and emissions from the evaporation and incineration of the EOP concentrates in a sodium boiler', Personal Communication, 2009.
- [218] Karlsen, *Borregaard's sodium liquor (biofuel) boiler projects*, Borregaard Industries Ltd., 2008.
- [219] SCA Mannheim, 'Emissionsdaten der Rauchgasreinigungsanlage der SCA Mannheim (Emissionsfernüberwachung)', Personal Communication, 2009.
- [220] Kroiß, 'Emissions to water for the Lenzing AG sulphite mill (viscose)', Personal Communication, 2009.

- [221] Sankari, 'Confidential material about AES and ISA in mill scale (kraft and mechanical pulp)', Personal Communication, 2009.
- [222] S. Metsärinne et al., *Biodegradation of novel amino acid derivatives suitable for complexing agents in pulp bleaching applications*, Science of the Total Environment, 2007, p. 45–51.
- [223] H. Hyvönen et al., 'Studies on biodegradable chelating ligands: complexation of iminodisuccinic acid (ISA) with Cu(II), Zn(II), Mn(II) and Fe(III) ions in aqueous solution', *Green Chemistry*, Vol. 5, 2003, p. 410–414.
- [224] Aschacher, 'Comments and supplements on a draft text on 'Reduction of emissions from the use of chelating agents in the peroxide stages of the bleach' plant'', Personal Communication, 2009.
- [225] Hupa, *Nitrogen oxide emissions from pulp mills and the factors affecting them – a summary of the current knowledge*, Report for the Finnish Recovery Boiler Committee, 2005, p. 15.
- [226] Vakkilainen et al., 'Nitrogen Oxide Emissions from Recovery Boilers/Pulp Mills – Scandinavian Perspective', *TAPPI Engineering, Pulping, Environmental Conference*, 2005, Philadelphia, USA.
- [227] SCA Aschaffenburg, 'Personal communication on 'Example 1: Energetic utilisation of rejects from RCF mills without de-inking in reject incineration plants'; reviewing and updating information', Personal Communication, 2009.
- [228] Sappi Stockstadt, 'Example of organic loads before and after treatment from the Stockstadt mill, Sappi Fine Paper Europe ', Personal Communication, 2009.
- [229] Stubenvoll et al., *Overview of NOx and Dust emissions of the Austrian pulp and paper industry*, Umweltbundesamt, 2007.
- [230] Selling, 'Contributions to the text 'Closed loop bleaching in a sodium based sulphite mill using ultrafiltration, flotation and separation'', Personal Communication, 2009.
- [231] Schwarz, 'E-mail communication in June/July 2009', Personal Communication, 2009.
- [232] Symposium Slovenia, 'Providing the Cardboard Manufacturer MM-Karton in Hirschwang, Austria with Energy from Operational Waste', *Symposium, Slovenian Paper Industry, 2007*, 2007, Slovenia.
- [233] Hamm et al., 'Sulfatzellstoffe ein vergleich ihrer umweltbelastungen', *Das Papier*, Vol. 2003, No T22, 2003, pp. 42 - 49.
- [234] Schwarz, 'Kleinverbrennungsanlage für die thermische Reststoffverwertung auf Basis der Schleuderradtechnik für die Papierindustrie', *Wochenblatt für Papierfabrikation (WfP)*, Vol. 23-24, No 2007, 2007, p. 73.
- [235] Schwarz, 'Comparison and development of waste paper handling in Germany, Europe and globally', *ipw Das Papier 2007 T130-T135*, Vol. 10, No 2007, 2007, p. 6.
- [236] COM, 'Data from questionnaires from 8 sulphite pulp mills in Europe', Personal Communication, 2009.
- [237] Bajpai, *Environmentally benign approaches for pulp bleaching*, Elsevier B.V., 2005.
- [238] Stora Enso Oyj Heinola Fluting Mill, *Production scheme of a Neutral Sulphite Semi Chemical mill (220000 t/yr) with chemical and energy recovery units*, 2009.
- [239] Garseg, *Process flow of a sulphite mill producing speciality pulp and various products based on the conversion of the spent sulphite liquor*, 2009.
- [240] Biocel Paskov, *Preparation of chlorine dioxide by the 'Kesting method' (Biocel Paskov a.s.)*, 2009.
- [241] Biocel Paskov, *Scheme of the manufacturing of fodder yeast and separation of lignosulfonates from the spent sulphite liquor*, 2009.
- [242] Sappi Ehingen, *Pressure screens for final screening*, 2009.
- [243] Biocel Paskov, 'Example for an ECF bleaching sequence for sulphite paper pulping', Personal Communication, 2009.
- [244] Pulp and Paper TWG, *Questionnaires for data collection*, 2007.

- [245] van Tuijl, 'Typical fibre line of a sulphite pulp mill manufacturing pulp for papermaking', Personal Communication, 2009.
- [246] Sappi Ehingen, *Areal view of an integrated sulphite pulp mill that produces coated fine paper including power plant and wastewater treatment plant*, 2009.
- [247] TÜV Süd, *Bericht über die Durchführung von Emissionsmessungen an der Laugenverbrennungsanlage; Ybbstaler Zellstoff GmbH Kematen; 20.03.2009*, 2009.
- [248] Hamm, *Revision of Best Available Technique Reference Document (BREF) for the Pulp & Paper Industry*, UBA Germany (Federal Environmental Agency Germany), 2007.
- [249] Blum et al., *Revision of best available technique reference document for the pulp & paper industry: use of energy saving techniques*, UBA Germany (Federal Environmental Agency Germany) and PTS München, 2009.
- [250] Questionnaires, 'Received questionnaires from the following sulphite pulp mills', Personal Communication, 2009.
- [251] TÜV-Bayern, *Bericht über die Abnahmemessung NOx-Minderung am Laugenkessel*, 2009.
- [252] Johansson et al., *Drying of bio fuel utilizing waste heat*, S.E.P. Scandinavian Energy Project AB, 2004.
- [253] Mondi Neusiedler/Ybbstaler Zellstoff, 'Personal Communication via E-mail', Personal Communication, 2009.
- [254] Kunz, 'Personal communication via E-mail', Personal Communication, 2009.
- [255] Peter, 'Personal communication via E-mail', Personal Communication, 2009.
- [256] Kogler, 'Personal Communication via E-mail', Personal Communication, 2009.
- [257] Soedra, 'Personal communication', Personal Communication, 2009.
- [258] Botnia, *Areal view Botnia*, 2008.
- [259] COM Communication 2006/C90/04, 'Commission Communication on the results of the risk evaluation and the risk reduction strategies for the substances: Dibutylphthalate; 3,4-Dichloroaniline; Di-'isodecyl' phthalate; 1,2-Benzenedicarboxylic acid, di-C9-11-branched alkyl esters, C10-rich; Di-'isononyl' phthalate; 1,2-Benzenedicarboxylic acid, di-C8-10-branched alkyl esters, C9-rich; Ethylenediaminetetraacetate; Methyl acetate; Monochloroacetic acid; n-Pentane; Tetrasodium ethylenediaminetetraacetate (2006/C 90/04)', *Official Journal of the European Commission*, 2006.
- [260] COM Recommendation 2006/283/EC, 'COMMISSION RECOMMENDATION of 11 April 2006 on risk reduction measures for the substances: Dibutylphthalate; 3,4-Dichloroaniline; Di-'isodecyl' phthalate; 1,2-Benzenedicarboxylic acid, di-C9-11-branched alkyl esters, C10-rich; Di-'isononyl' phthalate; 1,2-Benzenedicarboxylic acid, di-C8-10-branched alkyl esters, C9-rich; Ethylenediaminetetraacetate; Methyl acetate; Monochloroacetic acid; n-Pentane; Tetrasodiummethylenediaminetetraacetate (2006/283/EC)', *Official Journal of the European Commission L 104/45*, Vol. 13.04.2006, 2006.
- [261] Papermaking Science & Technology, *Papermaking Science and Technology, Chemical Pulping, Book 6A*, Fapet Oy, Jyväskylä Finland, 2000.
- [262] ISO 7827, *Water quality - Evaluation in an aqueous medium of the ultimate aerobic biodegradability of organic compounds - Method by analysis of dissolved organic carbon (DOC)*, ISO, 1994, p. 7.
- [263] Directive 2008/105/EC, 'Directive 2008/105/EC of the European Parliament and of the Council of 16 December 2008 on environmental quality standards in the field of water policy, amending and subsequently repealing Council Directives 82/176/EEC, 83/513/EEC, 84/156/EEC, 84/491/EEC, 86/280/EEC and amending Directive 2000/60/EC of the European Parliament and of the Council', *Official Journal of the European Union*, Vol. L 348, 24.12.2008, 2008, pp. 84-97.
- [264] WFD 2000/60/EC, 'Directive 2000/60/EC of the European Parliament and of the Council of 23 October 2000 establishing a framework for Community action in the field of water policy', *Official Journal of the European Communities*, Vol. L 327, 22.12.2000, 2000, pp. 1-72.

- [265] Directive 1999/31/EC, 'Council Directive 1999/31/EC of 26 April 1999 on the landfill of waste', *Official Journal of the European Communities*, Vol. L 182, 16.07.1999, 1999, pp. 1-19.
- [266] Ragnar, Kvaerner, *The technology of oxygen delignification and bleaching of chemical pulp*, Kvaerner, 2002.
- [267] Lenzing, *Modern recovery boiler technology*, Lenzing, 2009.
- [268] COM, *Best Available Techniques (BAT) Reference Document for Energy Efficiency (ENE BREF)*, European Commission, JRC IPTS EIPPCB, 2009.
- [269] COM, *Reference Document on the General Principles of Monitoring (MON REF)*, European Commission, JRC IPTS EIPPCB, 2003.
- [270] COM, *Best Available Techniques (BAT) Reference Document to Industrial Cooling Systems (ICS BREF)*, European Commission, JRC IPTS EIPPCB, 2001.
- [271] COM, *Best Available Techniques (BAT) Reference Document for Large Combustion Plants (LCP BREF)*, European Commission, JRC IPTS EIPPCB, 2006.
- [272] COM, *Best Available Techniques (BAT) Reference Document for the Production of Cement, Lime and Magnesium Oxide (CLM BREF)*, European Commission, JRC IPTS EIPPCB, 2013.
- [273] COM, *Best Available Techniques (BAT) Reference Document for Waste Incineration (WI BREF)*, European Commission, JRC IPTS EIPPCB, 2006.
- [274] CTP, *Study on BREF-Application and suggestions on supporting tools*, LUCENSE SCpA (Ed.), 2002.
- [275] Inquiry Ojanen, *Inquiry of measures related to closing down pulp and paper mills - summary of replies*, Southeast Finland Regional Environment Centre, 2009.
- [276] Sixta, *Handbook of pulp*, Wiley-VCH, Weinheim, 2006.
- [277] Loquenz, *SCA Mannheim Chemical recovery - an expert report on the emission situation including possibilities for improvement*, 2007.
- [278] Wickstroem, 'Membrane processing allows Stora Nymoella to go 'green'', *Tappi Minimum Effluent Mills Symposium, October 23-24, 1997*, 1997, San Francisco.
- [279] TNO, 'Membrane technology in the pulp and paper industry', *Cost Action E14 "Towards ZLE in fibre supply for Paper Making"*, in November 5, 1999., 1999, Madrid, Spain.
- [280] Wickstroem, 'Pretreatment of waste water from the oxygen stages in an ultrafiltration plant followed by aerobic treatment of the total effluent ', Personal Communication, 2009.
- [281] Project PaperBREF, *Technical guidelines (water management concept) for paper makers in European regions with difficult boundary conditions on how to operate mills with minimum water use*, 2002.

Europe Direct is a service to help you find answers to your questions about the European Union
Freephone number (*): 00 800 6 7 8 9 10 11

(*): Certain mobile telephone operators do not allow access to 00 800 numbers or these calls may be billed.

A great deal of additional information on the European Union is available on the Internet.
It can be accessed through the Europa server <http://europa.eu>.

How to obtain EU publications

Our publications are available from EU Bookshop (<http://bookshop.europa.eu>),
where you can place an order with the sales agent of your choice.

The Publications Office has a worldwide network of sales agents.
You can obtain their contact details by sending a fax to (352) 29 29-42758.

European Commission

EUR 27235 EN – Joint Research Centre – Institute for Prospective Technological Studies

Title: Best Available Techniques (BAT) Reference Document for the Production of Pulp, Paper and Board

Authors: Michael Suhr, Gabriele Klein, Ioanna Kourti, Miguel Rodrigo Gonzalo, Germán Giner Santonja,
Serge Roudier, Luis Delgado Sancho

Luxembourg: Publications Office of the European Union
2015 – 901 pp. – 21.0 x 29.7 cm

EUR – Scientific and Technical Research series – ISSN 1831-9424 (online)
ISBN 978-92-79-48167-3 (PDF)
doi:10.2791/370629

JRC Mission

As the Commission's in-house science service, the Joint Research Centre's mission is to provide EU policies with independent, evidence-based scientific and technical support throughout the whole policy cycle.

Working in close cooperation with policy Directorates-General, the JRC addresses key societal challenges while stimulating innovation through developing new methods, tools and standards, and sharing its know-how with the Member States, the scientific community and international partners.

doi:10.2791/370629
ISBN 978-92-79-48167-3

