Umwelt Bundes Amt
Für Mensch und Umwelt

Integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung (IVU)

Merkblatt über beste verfügbare Techniken für Großfeuerungsanlagen

Juli 2006

mit ausgewählten Kapiteln in deutscher Übersetzung

Umweltbundesamt
(German Federal Environmental Agency)
National Focal Point - IPPC
Wörlitzer Platz 1
D-06844 Dessau
Tel.: +49 (0)340 2103-0
Fax: + 49 (0)340 2103-2285
E-Mail: nfp-ippc@uba.de (Subject: NFP-IPPC)

Das Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz 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 16 Absatz 2 der Richtlinie 96/61/EG über die integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung (IVU-Richtlinie) (Sevilla-Prozess) erarbeitet werden. Die Vereinbarung ist am 10.1.2003 in Kraft getreten. Von den BVT-Merkblättern sollen die für die Genehmigungsbehörden wesentlichen Kapitel übersetzt werden. Auch Österreich unterstützt dieses Übersetzungsprojekt durch finanzielle Beiträge.

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 *„Reference Document on Best Available Techniques for Large Combustion Plants"*, in denen die Besten Verfügbaren Techniken beschrieben sind - die Unterkapitel *4.4, 4.5, 5.4, 5.5, 6.4, 6.5, 7.4, 7.5, 8.4* und *8.5* - , sowie das Vorwort und die Kapitel *3* und *9,* sind im Rahmen dieser Verwaltungsvereinbarung im Auftrag des Umweltbundesamtes übersetzt worden.

Die nicht übersetzen 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.

Das Kapitel „Zusammenfassung" basiert auf der offiziellen Übersetzung der Europäischen Kommission in einer zwischen Deutschland, Luxemburg und Österreich abgestimmten und korrigierten Fassung.

Die Übersetzungen der weiteren Kapitel sind ebenfalls sorgfältig erstellt und fachlich durch das Umweltbundesamt und Fachleute der Bundesländer geprüft worden. 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.bvt.umweltbundesamt.de/kurzue.htm) abrufbar.

Durchführung der Übersetzung in die deutsche Sprache:

Entwurf:
Lost in Translation
Herbartstr. 28
14057 Berlin
Tel.: +49(30) 30307991
Fax: +49(30) 30308839
E-Mail: info@l-i-t.de

Endfassung:
Umweltbundesamt
Rolf Beckers, FG III 2.3
Wörlitzer Platz 1
06846 Dessau
Tel.: +49(340) 2103-3386
Fax: +49(340) 2104-3386
E-Mail: rolf.beckers@uba.de

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

Full title	Bref Code
Reference Document on Best Available Techniques for Intensive Rearing of Poultry and Pigs	ILF
Reference Document on the General Principles of Monitoring	MON
Reference Document on Best Available Techniques for the Tanning of Hides and Skins	TAN
Reference Document on Best Available Techniques in the Glass Manufacturing Industry	GLS
Reference Document on Best Available Techniques in the Pulp and Paper Industry	PP
Reference Document on Best Available Techniques on the Production of Iron and Steel	I&S
Reference Document on Best Available Techniques in the Cement and Lime Manufacturing Industries	CL
Reference Document on the Application of Best Available Techniques to Industrial Cooling Systems	CV
Reference Document on Best Available Techniques in the Chlor-Alkali Manufacturing Industry	CAK
Reference Document on Best Available Techniques in the Ferrous Metals Processing Industry	FMP
Reference Document on Best Available Techniques in the Non Ferrous Metals Industries	NFM
Reference Document on Best Available Techniques for the Textiles Industry	TXT
Reference Document on Best Available Techniques for Mineral Oil and Gas Refineries	REF
Reference Document on Best Available Techniques in the Large Volume Organic Chemical Industry	LVOC
Reference Document on Best Available Techniques in the Waste Water and Waste Gas Treatment/Management Systems in the Chemical Sector	CWW
Reference Document on Best Available Techniques in the Food, Drink and Milk Industry	FM
Reference Document on Best Available Techniques in the Smitheries and Foundries Industry	SF
Reference Document on Best Available Techniques on Emissions from Storage	ESB
Reference Document on Best Available Techniques on Economics and Cross-Media Effects	ECM
Reference Document on Best Available Techniques for Large Combustion Plants	LCP
Reference Document on Best Available Techniques in the Slaughterhouses and Animals By-products Industries	SA
Reference Document on Best Available Techniques for Management of Tailings and Waste-Rock in Mining Activities	MTWR
Reference Document on Best Available Techniques for the Surface Treatment of Metals	STM
Reference Document on Best Available Techniques for the Waste Treatments Industries	WT
Reference Document on Best Available Techniques for the Manufacture of Large Volume Inorganic Chemicals (Ammonia, Acids and Fertilisers)	LVIC-AAF
Reference Document on Best Available Techniques for Waste Incineration	WI
Reference Document on Best Available Techniques for Manufacture of Polymers	POL
Reference Document on Energy Efficiency Techniques	ENE
Reference Document on Best Available Techniques for the Manufacture of Organic Fine Chemicals	OFC
Reference Document on Best Available Techniques for the Manufacture of Specialty Inorganic Chemicals	SIC
Reference Document on Best Available Techniques for Surface Treatment Using Solvents	STS
Reference Document on Best Available Techniques for the Manufacture of Large Volume Inorganic Chemicals (Solids and Others)	LVIC-S
Reference Document on Best Available Techniques in Ceramic Manufacturing Industry	CER

ZUSAMMENFASSUNG

Diese Zusammenfassung enthält die wesentlichen Feststellungen, die wichtigsten BVT-Schlussfolgerungen und die mit der Anwendung von BVT verbundenen Emissionswerte. Sie kann als Einzeldokument gelesen werden, dem Charakter einer Zusammenfassung entsprechend sind jedoch nicht alle Aspekte des gesamten BVT-Merkblattes enthalten (z. B. sämtliche Einzelheiten der BVT-Kapitel). Im Prozess der BVT-Entscheidungsfindung ist diese Zusammenfassung daher nicht als Ersatz für den vollen Wortlaut des BVT-Merkblattes anzusehen und sollte unbedingt in Verbindung mit dem Vorwort und der Standardeinleitung zu den BVT-Kapiteln gelesen werden. An diesem Informationsaustausch haben über 60 Experten aus Mitgliedstaaten, der Industrie und den Umweltverbänden mitgewirkt.

Umfang

Das vorliegende BVT-Merkblatt gilt für Feuerungsanlagen mit einer Feuerungswärmeleistung (in Österreich wird der Begriff „Brennstoffwärmeleistung“ verwendet) von über 50 MW und somit für die Elektrizitätswirtschaft und solche Industriezweige, in denen „konventionelle“ (handelsübliche und spezifikationsgerechte) Brennstoffe verwendet werden und die Feuerungsanlagen nicht unter ein anderes branchenspezifisches BVT-Merkblatt fallen. Als konventionelle Brennstoffe gelten Steinkohle, Braunkohle, Biomasse, Torf, flüssige und gasförmige Brennstoffe (einschließlich Wasserstoff und Biogas). Die Abfallverbrennung ist nicht Gegenstand dieses Merkblattes, jedoch wird auf die Mitverbrennung von Abfällen und Ersatzbrennstoffen in Großfeuerungsanlagen eingegangen. Das BVT-Merkblatt betrifft nicht nur die eigentliche Feuerungsanlage, sondern auch vor- und nachgelagerte Verfahren, die einen unmittelbaren Bezug zum Verbrennungsprozess haben. Feuerungsanlagen, in denen Prozessrückstände oder Nebenprodukte als Brennstoff verwendet werden, oder Brennstoffe, die auf dem Markt nicht als spezifikationsgerechte Brennstoffe verkäuflich sind, sowie Feuerungsprozesse, die integrierter Bestandteil eines spezifischen Produktionsprozesses sind, werden in diesem BVT-Merkblatt nicht behandelt.

Zugrunde liegende Informationen

Für den Entwurf des Merkblattes wurden zahlreiche Dokumente, Berichte und Informationen von Mitgliedstaaten, aus der Industrie, von Betreibern und Behörden sowie von Ausrüstungslieferanten und im Umweltschutzbereich tätigen NRO herangezogen. Weitere Informationen wurden bei Standortbesichtigungen in verschiedenen europäischen Mitgliedstaaten und in persönlichen Gesprächen zu Fragen der Technologiewahl und zu den Erfahrungen bei der Anwendung von Minderungstechniken gewonnen.

Gliederung des Dokuments

In Europa ist der Sektor der Elektrizitäts- und/oder Wärmeerzeugung ein heterogener Wirtschaftszweig. Grundlage der Energieerzeugung ist eine Vielzahl von Brennstoffen, die sich allgemein nach ihrem Aggregatzustand in feste, flüssige oder gasförmige Brennstoffe einteilen lassen. Deshalb wurde dieses Dokument vertikal gegliedert, so dass die einzelnen Brennstoffe nacheinander aufgeführt sind, wobei jedoch in den drei einleitenden Kapiteln gemeinsame Aspekte und Techniken zusammen beschrieben werden.

Die europäische Energiewirtschaft

In der Europäischen Union werden für die Elektro- und Wärmeenergieerzeugung alle verfügbaren Arten von Energiequellen eingesetzt. In den einzelnen EU-Mitgliedstaaten richtet sich die Wahl des für die Energieerzeugung verwendeten Brennstoffs zum größten Teil nach den nationalen Brennstoffressourcen, so z. B. nach der örtlichen oder nationalen Verfügbarkeit von Steinkohle, Braunkohle, Biomasse, Torf, Erdöl und Erdgas. Seit 1990 ist der Anteil des aus fossilen Brennstoffenergiequellen erzeugten elektrischen Stromes um ca. 16 % gestiegen, während der Bedarf um ca. 14 % zunahm. Der Anteil des aus erneuerbaren Energiequellen (einschließlich Wasserkraft und Biomasse) erzeugten elektrischen Stromes weist einen überdurchschnittlichen Anstieg von annähernd 20 % auf.

Feuerungsanlagen werden je nach Energiebedarf und Erfordernis entweder als Großversorgungsanlagen oder als industrielle Feuerungsanlagen betrieben, die für industrielle Produktionsprozesse Antriebsleistung (z. B. in Form von elektrischem Strom, mechanischer Energie), Dampf oder Wärme bereitstellen.

Angewendete Technologien
Bei der Energieerzeugung kommt insgesamt eine Vielzahl von Feuerungstechnologien zur Anwendung. Für die Verbrennung fester Brennstoffe gelten Staubfeuerung, Wirbelschichtfeuerung sowie Rostfeuerung sämtlich als BVT unter den in diesem Dokument beschriebenen Bedingungen. Dem BVT-Stand für flüssige und gasförmige Brennstoffe entsprechen Kessel, Motoren und Gasturbinen unter den in diesem Dokument beschriebenen Bedingungen.

Die Wahl des in einer Anlage einzusetzenden Systems erfolgt auf der Grundlage wirtschaftlicher, technischer, ökologischer und lokaler Anforderungen, wie beispielsweise Brennstoffverfügbarkeit, betriebliche Erfordernissen, Marktbedingungen, Netzanforderungen. Elektrischer Strom wird hauptsächlich durch die Erzeugung von Dampf in einem Kessel gewonnen, der mit dem gewählten Brennstoff befeuert wird. Dieser Dampf dient zur Beaufschlagung einer Turbine, die einen Generator zur Elektroenergieerzeugung antreibt. Der dem Dampfkreislauf innewohnende Wirkungsgrad ist durch die Notwendigkeit begrenzt, den Dampf nach Austritt aus der Turbine zu verflüssigen.

Manche flüssigen und gasförmigen Brennstoffe können direkt verfeuert werden, um Turbinen mit dem Verbrennungsgas anzutreiben, oder sie können in Verbrennungsmotoren zum Einsatz kommen, die dann als Generatorantrieb dienen. Jede Technologie bietet dem Betreiber bestimmte Vorteile, insbesondere hinsichtlich der Eignung für den Betrieb entsprechend einem variablen Energiebedarf.

Ökologische Fragen
Die meisten Feuerungsanlagen verwenden Brennstoffe und andere Rohstoffe, die den natürlichen Ressourcen der Erde entnommen werden, um sie in Nutzenergie umzuwandeln. Fossile Brennstoffe sind die am reichlichsten vorhandene Energiequelle, die gegenwärtig genutzt wird. Ihre Verbrennung führt jedoch zu einer bedeutenden und mitunter signifikanten Belastung der Umwelt in ihrer Gesamtheit. Der Verbrennungsprozess führt zur Entstehung von Emissionen in Luft, Wasser und Boden, wobei die Emissionen in die Luft als eine der größten ökologischen Belastungen angesehen werden.

Die wichtigsten bei der Verbrennung von fossilen Brennstoffen entstehenden Emissionen in die Luft sind SO_2, NO_X, CO, Feinstaub (PM_{10}) und Treibhausgase wie N_2O und CO_2. Weitere Stoffe wie Schwermetalle, Halogenverbindungen und Dioxine werden in kleineren Mengen ausgestoßen.

Bedingungen
Die BVT-Emissionswerte basieren auf Tagesdurchschnittswerten, Standardbedingungen und einem O_2-Gehalt von 6 % / 3 % / 15 % (feste Brennstoffe / flüssige und gasförmige Brennstoffe / Gasturbinen) und beziehen sich auf eine typische Lastsituation. Bei Spitzenlasten, Anfahr- und Abschaltvorgängen sowie bei Betriebsstörungen der Abgasreinigungssysteme muss mit kurzzeitigen Spitzenwerten gerechnet werden, die höher sein können.

Entladen, Lagerung und Transport von Brennstoffen und Additiven
In Tabelle 1 sind einige BVT zur Vermeidung von Freisetzungen beim Entladen, bei der Lagerung und beim Transport von Brennstoffen sowie für Additive wie Kalk, Kalkstein, Ammoniak usw. zusammengefasst.

	BVT
Feinstaub	• Verwendung von Be- und Entladeeinrichtungen mit möglichst geringer Haldenfallhöhe des Brennstoffs zur Minderung der Entstehung von diffusen Emissionen (feste Brennstoffe). • In Ländern ohne Frostgefahr Einsatz von Wassersprühsystemen zur Minderung der Entstehung von diffusen Emissionen bei der Lagerung von festen Brennstoffen (feste Brennstoffe). • Anordnung von Übergabeförderern in sicheren, oberirdischen Bereichen im Freien, sodass eine Beschädigung durch Fahrzeuge und andere Geräte vermieden werden kann (feste Brennstoffe). • An Fördererübergabestellen Verwendung von eingehausten Förderern mit gut ausgelegten, robusten Abzugs- und Filtereinrichtungen zur Vermeidung von Staubemission (feste Brennstoffe). • Optimierung der Transportsysteme zur Minimierung von Staubbildung und -transport vor Ort (feste Brennstoffe). • Anwendung der Grundsätze der guten Entwurfs- und Baupraxis und zweckmäßige Instandhaltung (alle Brennstoffe). • Lagerung von Kalk oder Kalkstein in Silos mit gut ausgelegten, robusten Abzugs- und Filtereinrichtungen (alle Brennstoffe).
Wasser-verunreinigung	• Lagerung auf abgedichteten Flächen mit Dränage, Abflusssammlung und Wasserbehandlung in Absetzbecken (feste Brennstoffe). • Einsatz von Lagersystemen für flüssige Brennstoffe mit undurchlässigen Schutzumwallungen, die in der Lage sind, 75 % des maximalen Fassungsvermögens aller Tanks oder zumindest den maximalen Inhalt des größten Tanks aufzunehmen. Der Tankinhalt sollte angezeigt werden und entsprechende Alarmeinrichtungen zur Anwendung kommen; zur Vermeidung des Überfüllens von Lagertanks können automatische Steuerungssysteme verwendet werden (feste Brennstoffe). • Rohrleitungsverlegung in sicheren, oberirdischen Bereichen im Freien, sodass Undichtigkeiten schnell festgestellt und Beschädigungen durch Fahrzeuge und andere Geräte vermieden werden können. Für unzugängliche Leitungen können doppelwandige Rohre mit automatischer Zwischenraumkontrolle verwendet werden (flüssige und gasförmige Brennstoffe). • Auffangen des Ablaufwassers (Regenwasser) aus Brennstofflagern und Behandlung dieses Sammelstroms (Absetzbecken oder Abwasserbehandlungsanlage) vor der Abwassereinleitung (feste Brennstoffe).
Brandschutz	• Überwachung der Lagerbereiche für feste Brennstoffe mit automatischen Systemen zur Aufspürung von Selbstentzündungsbränden und zur Feststellung von Gefahrenstellen (feste Brennstoffe).
Diffuse Emissionen	• Einsatz von Brenngasleckmeldesystemen und Alarmeinrichtungen (flüssige und gasförmige Brennstoffe).
Effizienter Einsatz von natürlichen Ressourcen	• Einsatz von Expansionsturbinen zur Rückgewinnung des Energieinhalts der unter Druck stehenden Brenngase (durch Druckleitungen zugeführtes Erdgas) (flüssige und gasförmige Brennstoffe). • Vorwärmen des Brenngases durch Nutzung von Abwärme aus Kessel oder Gasturbine (flüssige und gasförmige Brennstoffe).
Gesundheits- und Sicherheitsrisiko durch Ammoniak	• Für Transport und Lagerung von reinem Flüssigammoniak: Druckbehälter für reines Flüssigammoniak > 100 m^3 sollten doppelwandig ausgeführt und unterirdisch angeordnet werden; Behälter mit einem Fassungsvermögen von max. 100 m^3 sollten mit Glühbehandlung hergestellt werden (alle Brennstoffe). • Unter dem Sicherheitsaspekt ist die Verwendung einer Ammoniakwasserlösung ungefährlicher als die Lagerung und die Handhabung von reinem Flüssigammoniak (alle Brennstoffe).

Tabelle 1: Einige BVT für die Lagerung und Handhabung von Brennstoffen und Additiven

Brennstoffvorbehandlung

Bei festen Brennstoffen besteht die Brennstoffvorbehandlung zur Gewährleistung stabiler Verbrennungsbedingungen und zur Minderung von Emissionsspitzen hauptsächlich im Vermengen und Vermischen. Für die Verringerung des Wassergehalts von Torf und Biomasse wird die Trocknung als Teil von

BVT betrachtet. Bei flüssigen Brennstoffen gilt als BVT-Stand der Einsatz von Vorbehandlungseinrichtungen, wie z. B. in Gasturbinen und Motoren verwendete Einrichtungen zur Dieselölreinigung. Der Schwerölaufbereitung dienen Einrichtungen wie elektrische oder dampfbetriebene Heizspiralen, Demulgatordosiersysteme usw.

Thermischer Wirkungsgrad

Ein umsichtige Bewirtschaftung der natürlichen Ressourcen und die effiziente Energienutzung sind zwei der Hauptforderungen der IVU-Richtlinie. In diesem Sinne ist der Wirkungsgrad, mit dem Energie umgewandelt werden kann, ein wichtiger Indikator für den Ausstoß des klimarelevanten Gases CO_2. Eine Möglichkeit zur Minderung der CO_2-Emission je erzeugter Energieeinheit ist die Optimierung der Energienutzung und des Umwandlungsprozesses. Eine Steigerung des thermischen Wirkungsgrades hat Auswirkungen auf die Lastbedingungen, das Kühlsystem, die Emissionen, die Verwendung bestimmter Brennstoffarten usw.

Die Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) gilt als die effektivste Methode zur Minderung des Gesamt-CO_2-Ausstoßes und ist für jeden Kraftwerksneubau relevant, wann immer der lokale Wärmebedarf hoch genug ist, um den Bau der teureren Kraft-Wärme-Kopplungs-Anlage anstelle eines einfacheren Heizwerkes oder eines nur stromerzeugenden Kraftwerkes zu rechtfertigen. Die BVT-Schlussfolgerungen zur Steigerung des Wirkungsgrades und die entsprechenden BVT-Werte sind in den Tabellen 3 bis 5 zusammengestellt. Dabei ist zu beachten, dass für schwerölgefeuerte Anlagen ähnliche Wirkungsgrade gelten wie für kohlegefeuerte Anlagen.

Brennstoff	**Kombiverfahren**	**Thermischer Anlagenwirkungsgrad (netto) (%)**	
		Neue Anlagen	**Bestehende Anlagen**
Stein- und Braunkohle	Kraft-Wärme-Kopplung (KWK)	75 - 90	75 – 90
Steinkohle	SF (FTA und FFA)	43 - 47	Die erreichbare Verbesserung des thermischen Wirkungsgrades ist von der jeweiligen Anlage abhängig, aber zur Orientierung kann bei bestehenden Anlagen 36* - 40 % oder eine stufenweise Verbesserung um mehr als 3-%-Punkte als BVT-Stand angesehen werden.
	WSF	> 41	
	DWSF	> 42	
Braunkohle	SF (FTA)	42 - 45	
	WSF	> 40	
	DWSF	> 42	
SF: Staubfeuerung **FTA:** Feuerung mit trockenem Ascheabzug **FFA:** Feuerung mit flüssigem Ascheabzug **WSF:** Wirbelschichtfeuerung **DWSF:** Druckwirbelschichtfeuerung * Zu diesem Wert gab es abweichende Auffassungen, die im Hauptdokument in Kapitel 4.5.5 angesprochen werden.		

Tabelle 2: Thermische Wirkungsgrade bei Anwendung von BVT-Maßnahmen für Steinkohle- und Braunkohlefeuerungsanlagen

Brennstoff	**Kombiverfahren**	**Thermischer Anlagenwirkungsgrad (netto) (%)**	
		Elektr. Wirkungsgrad	**Brennstoffausnutzung (KWK)**
Biomasse	Rostfeuerung	etwa 20	75 - 90 Abhängig von der jeweiligen Anlagenanwendung und vom Wärme- und Elektroenergiebedarf
	Spreader-Stoker	> 23	
	WSF (ZWSF)	> 28 - 30	
Torf	WSF (SWSF und ZWSF)	> 28 - 30	
WSF: Wirbelschichtfeuerung **ZWSF:** Zirkulierende Wirbelschichtfeuerung **SWSF:** Stationäre Wirbelschichtfeuerung **KWK:** Kraft-Wärme-Kopplung			

Tabelle 3: Thermische Wirkungsgrade bei Anwendung von BVT-Maßnahmen für Torf- und Biomassefeuerungsanlagen

Für den Einsatz von flüssigen Brennstoffen in Kesseln und Motoren wurden keine spezifischen thermischen Wirkungsgrade ermittelt. Einige in Frage kommende Techniken sind jedoch in den betreffenden BVT-Kapiteln nachlesbar.

Anlagentyp	Elektr. Wirkungsgrad (%)		Brennstoffausnutzung (%)
	Neue Anlagen	Bestehende Anlagen	Neue und bestehende Anlagen
Gasturbine			
Gasturbine	36 - 40	32 - 35	-
Gasmotor			
Gasmotor	38 - 45		-
Gasmotor mit AHDE in KWK-Betrieb	> 38	> 35	75 - 85
Gasgefeuerter Kessel			
Gasgefeuerter Kessel	40 - 42	38 - 40	
GuD-Anlage			
Gas- und Dampfturbinenprozess mit oder ohne Zusatzfeuerung (AHDE), nur für die Gewinnung von elektrischem Strom	54 - 58	50 - 54	-
Gas- und Dampfturbinenprozess ohne Zusatzfeuerung (AHDE) in KWK-Betrieb	< 38	< 35	75 - 85
Gas- und Dampfturbinenprozess mit Zusatzfeuerung in KWK-Betrieb	< 40	< 35	75 - 85
AHDE: Abhitzedampferzeuger **KWK:** Kraft-Wärme-Kopplung			

Tabelle 4: Wirkungsgrade von gasgefeuerten Anlagen bei Anwendung von BVT

Emissionen von Feinstaub (Staub)

Der bei der Verbrennung von festen oder flüssigen Brennstoffen ausgestoßene Feinstaub (Staub) stammt fast ausschließlich aus den mineralischen Bestandteilen. Bei der Verbrennung von flüssigen Brennstoffen führen schlechte Verbrennungsbedingungen zur Rußbildung. Die Erdgasverbrennung ist keine signifikante Staubemissionsquelle. In diesem Fall liegen die Staubemissionswerte normalerweise weit unter 5 mg/Nm^3, ohne dass zusätzliche technische Maßnahmen zur Anwendung kommen.

Für die Entstaubung von Abgasen aus neuen und bestehenden Feuerungsanlagen gilt als BVT-Stand der Einsatz eines elektrostatischen Abscheiders (ESA) oder eines Gewebefilters (GF), wobei mit einem Gewebefilter normalerweise Emissionswerte von unter 5 mg/Nm^3 erzielt werden. Zyklonabscheider und mechanische Entstauber allein sind nicht BVT, können aber als Vorreinigungsstufe im Abgasweg verwendet werden.

Die BVT-Schlussfolgerung für die Entstaubung und die damit verbundenen Emissionswerte sind in Tabelle 5 zusammengestellt. Bei Feuerungsanlagen von über 100 MW$_{th}$ und insbesondere über 300 MW$_{th}$ sind die Staubwerte niedriger, weil auch die Rauchgasentschwefelungsverfahren, die bereits Teil der BVT-Schlussfolgerungen für Entschwefelung sind, eine Feinstaubminderung bewirken.

Feuerungswärmeleistung (MW$_{th}$)	Staubemissionswerte (mg/Nm^3)						BVT zur Erzielung dieser Werte
	Stein- und Braunkohle		Biomasse und Torf		Flüssige Kesselbrennstoffe		
	Neue Anlagen	Besteh. Anlagen	Neue Anlagen	Besteh. Anlagen	Neue Anlagen	Besteh. Anlagen	
50 - 100	5 - 20*	5 - 30*	5 - 20	5 - 30	5 - 20*	5 - 30*	ESA oder GF
100 - 300	5 - 20*	5 - 25*	5 - 20	5 - 20	5 - 20*	5 - 25*	ESA oder GF in Kombination mit REA (nass, ht oder TaE) für SF, ESA oder GF für WSF
> 300	5 - 10*	5 - 20*	5 - 20	5 - 20	5 - 10*	5 - 20*	

Anmerkungen:
ESA: Elektrostatischer Abscheider **GF:** Gewebefilter **REA (nass):** Nasse Rauchgasentschwefelung
WSF: Wirbelschichtfeuerung **ht:** halbtrocken **TaE:** Trockenadsorbens-Eindüsung
* Zu diesen Werten gab es abweichende Auffassungen, die im Hauptdokument in den Kapiteln 4.5.6 und 6.5.3.2 angesprochen werden.

Tabelle 5: BVT für die Minderung der Feinstaubemission einiger Feuerungsanlagen

Schwermetalle

Die Emission von Schwermetallen resultiert aus ihrem Vorkommen als natürlicher Bestandteil in fossilen Brennstoffen. Die meisten der in Betracht kommenden Schwermetalle (As, Cd, Cr, Cu, Hg, Ni, Pb, Se, V, Zn) werden normalerweise in Form von Verbindungen (z. B. Oxide, Chloride) zusammen mit Staub freigesetzt. Daher beinhalten BVT zur Minderung der Schwermetallemission in der Regel die Anwendung von Hochleistungsentstaubungsanlagen wie sie elektrostatische Abscheider oder Gewebefilter darstellen.

Lediglich Hg und Se treten zumindest teilweise in der Dampfphase auf. Quecksilber weist bei den typischen Betriebstemperaturen von Abscheidungseinrichtungen einen hohen Dampfdruck auf, und seine Abscheidung durch Feinstaubminderungseinrichtungen schwankt sehr stark. Bei elektrostatischen Abscheidern oder Gewebefiltern, die in Kombination mit Abgasentschwefelungsverfahren betrieben werden, wie z. B. der Kalksteinwäsche, dem Sprühabsorptionsverfahren oder der Trockenadsorbens-Eindüsung, beträgt der durchschnittliche Hg-Abscheidegrad 75 % (50 % bei elektrostatischen Abscheidern und 50 % bei Abgasentschwefelungsanlagen), und bei zusätzlichem Vorhandensein einer selektiven katalytischen Reduktion (SCR) in high-dust-Schaltung (Anordnung zwischen Kessel und Staubabscheider) lassen sich 90 % erzielen.

SO_2-Emission

Emissionen von Schwefeloxiden resultieren hauptsächlich von dem im Brennstoff vorkommenden Schwefel. Erdgas gilt im Allgemeinen als schwefelfrei. Bei bestimmten technischen Gasen ist dies nicht der Fall, und in solchen Fällen könnte eine Entschwefelung des gasförmigen Brennstoffs notwendig sein.

Bei Feuerungsanlagen, die mit festen und flüssigen Brennstoffen gefeuert werden, gelten in der Regel der Einsatz von schwefelarmen Brennstoffen und/oder die Entschwefelung als BVT. Bei Anlagen von über 100 MW_{th} kann der Einsatz von schwefelarmem Brennstoff jedoch in den meisten Fällen nur als ergänzende Maßnahme in Kombination mit anderen Maßnahmen zur Minderung der SO_2-Emission betrachtet werden.

Neben dem Einsatz von schwefelarmen Brennstoffen zählen zu den als BVT geltenden Techniken hauptsächlich die Entschwefelung mittels Nasswäscher (Minderungsgrad 92 - 98 %) und Sprühabsorptionsverfahren (Minderungsgrad 85 - 92 %), die bereits einen Marktanteil von mehr als 90 % hat. Trockene Abgasentschwefelungsverfahren wie die Trockenadsorbens-Eindüsung werden hauptsächlich für Anlagen mit einer thermischen Leistung von weniger als 300 MW_{th} eingesetzt. Der Nasswäscher hat den Vorteil, dass er auch Emissionen von HCl, HF, Staub und Schwermetallen mindert. Bei Anlagen mit einer Leistung von weniger als 100 MW_{th} gilt das Nasswaschverfahren wegen der hohen Kosten nicht als BVT.

Feuerungswärmeleistung (MW_{th})	**SO_2-Emissionswerte (mg/Nm^3)**						**BVT zur Erzielung dieser Werte**
	Stein- und Braunkohle		**Torf**		**Flüssige Kesselbrennstoffe**		
	Neue Anlagen	**Besteh. Anlagen**	**Neue Anlagen**	**Besteh. Anlagen**	**Neue Anlagen**	**Besteh. Anlagen**	
50 - 100	200 - 400* 150 - 400* (WSF)	200 - 400* 150 - 400* (WSF)	200 - 300	200 - 300	100 - 350*	100 - 350*	Schwefelarmer Brennstoff oder/und REA (taE) oder REA (ht) oder REA (nass) (je nach Anlagengröße). Meerwasser-wäscher. Kombiverfahren zur NO_x- und SO_2-Minderung Kalkstein-eindüsung (WSF).
100 - 300	100 - 200	100 - 250*	200 - 300 150 - 250 (WSF)	200 - 300 150 -300 (WSF)	100 - 200*	100 - 250*	
> 300	20 - 150* 100 - 200 (ZWSF/ DWSF)	20 - 200* 100 - 200* (ZWSF/ DWSF)	50 - 150 50 - 200 (WSF)	50 - 200	50 - 150*	50 - 200*	

Anmerkungen:
WSF: Wirbelschichtfeuerung **ZWSF:** Zirkulierende Wirbelschichtfeuerung
DWSF: Druckwirbelschichtfeuerung **REA (nass):** Nasse Rauchgasentschwefelung
REA (ht): halbtrockene Rauchgasentschwefelung mittels Sprühabsorption
REA (tae): Rauchgasentschwefelung mittels Trockenadsorbens-Eindüsung
* Zu diesen Werten gab es abweichende Auffassungen, die im Hauptdokument in den Kapiteln 4.5.8 und 6.5.3.3 angesprochen werden.

Tabelle 6: BVT für die Minderung von SO_2-Emissionen aus einigen Feuerungsanlagen

NO_X-Emission

Die wichtigsten bei der Verbrennung ausgestoßenen Stickstoffoxide sind Stickmonoxid (NO) und Stickstoffdioxid (NO_2) mit der Sammelbezeichnung NO_x.

Für Steinkohlenstaubfeuerungsanlagen gilt als BVT die Minderung der NO_X-Emission durch Primär- und Sekundärmaßnahmen wie beispielsweise die selektive katalytische Reduktion (SCR), wobei die Minderungsrate des SCR-Systems zwischen 80 % und 95 % liegt. Die Anwendung von SCR oder SNCR hat den Nachteil einer möglichen Emission von nicht umgesetztem Ammoniak („Ammoniakschlupf"). Für kleine, mit festen Brennstoffen gefeuerte Anlagen ohne große Lastschwankungen und mit stabiler Brennstoffqualität gilt auch das SNCR-Verfahren als BVT zur Minderung der NO_X-Emissionen.

Für Braunkohlenstaub- and Torffeuerungsanlagen gilt als BVT die Kombination von verschiedenen Primärmaßnahmen. Das bedeutet zum Beispiel den Einsatz hochentwickelter NO_x-armer Brenner in Kombination mit anderen Primärmaßnahmen wie Abgasrückführung, gestufte Verbrennung (Luftstufung), Brennstoffstufung usw. Die Anwendung von Primärmaßnahmen neigt zur Begünstigung einer unvollständigen Verbrennung, was eine höhere Konzentration von unverbranntem Kohlenstoff in der Flugasche und einen gewissen Grad an Kohlenmonoxidemissionen bewirkt.

Bei Kesseln mit Wirbelschichtfeuerung, in denen feste Brennstoffe verbrannt werden, gilt als BVT die Minderung der NO_X-Emission durch Luftverteilung oder durch Abgasrückführung. Die NO_X-Emissionen aus stationärer und zirkulierender Wirbelschichtfeuerung unterscheiden sich leicht.

Die BVT-Schlussfolgerungen zur Minderung der NO_X-Emissionen und die damit verbundenen Emissionswerte für verschiedene Brennstoffe sind in den Tabellen 7, 8 und 9 zusammengestellt.

Feuerungswärmeleistung (MW_{th})	**Feuerungstechnik**	**NO_X-Emissionswerte bei BVT-Anwendung (mg/Nm^3)**			**Mögliche BVT zur Erzielung dieser Werte**
		Neue Anlagen	Besteh. Anlagen	Brennstoff	
50 - 100	Rost-feuerung	200 - 300*	200 - 300*	Stein- und Braunkohle	Pm und/oder SNCR
	SF	90 - 300*	90 - 300*	Steinkohle	Kombination von Pm und SNCR oder SCR
	ZWSF und DWSF	200 - 300	200 - 300	Stein- und Braunkohle	Kombination von Pm
	SF	200 - 450	200 - 450*	Braunkohle	
100 - 300	SF	90* - 200	90 - 200*	Steinkohle	Kombination von Pm zusammen mit SCR oder Kombiverfahren
	SF	100 - 200	100 - 200*	Braunkohle	Kombination von Pm
	SWSF, ZWSF und DWSF	100 - 200	100 - 200*	Stein- und Braunkohle	Kombination von Pm zusammen mit SNCR
> 300	SF	90 - 150	90 - 200	Steinkohle	Kombination von Pm zusammen mit SCR oder Kombiverfahren
	SF	50 - 200*	50 - 200*	Braunkohle	Kombination von Pm
	SWSF, ZWSF und DWSF	50 - 150	50 - 200	Stein- und Braunkohle	Kombination von Pm

Anmerkungen:
SF: Staubfeuerung **SWSF:** Stationäre Wirbelschichtfeuerung
ZWSF: Zirkulierende Wirbelschichtfeuerung **DWSF:** Druckwirbelschichtfeuerung
Pm: Primärmaßnahmen zur NO_x-Minderung **SCR:** Selektive katalytische NO_x-Reduktion
SNCR: Selektive nicht katalytische NO_x-Reduktion
Die Verwendung von Anthrazitkohle kann aufgrund der höheren Verbrennungstemperaturen zu höheren NO_X-Emissionswerten führen.
* Zu diesen Werten gab es abweichende Auffassungen, die im Hauptdokument im Kapitel 4.5.9 angesprochen werden.

Tabelle 7: BVT für die Minderung von NO_X-Emissionen aus Steinkohle- und Braunkohlefeuerungsanlagen

Feuerungswärmeleistung (MW_{th})	NO_X-Emissionswerte (mg/Nm^3)				BVT zur Erzielung dieser Werte
	Biomasse und Torf		Flüssige Brennstoffe		
	Neue Anlagen	Besteh. Anlagen	Neue Anlagen	Besteh. Anlagen	
50 - 100	150 - 250	150 - 300	150 - 300*	150 - 450	Kombination von Pm, SNCR / SCR oder Kombiverfahren
100 - 300	150 - 200	150 - 250	50 - 150*	50 - 200*	
> 300	50 - 150	50 - 200	50 - 100*	50 - 150*	

Anmerkungen:
Pm: Primärmaßnahmen zur NO_x-Minderung **SCR:** Selektive katalytische NO_x-Reduktion
* Zu diesen Werten gab es abweichende Auffassungen, die im Hauptdokument im Kapitel 6.5.3.4 angesprochen werden.

Tabelle 8: BVT für die Minderung von NO_X-Emissionen aus Torf-, Biomasse- und Flüssigbrennstofffeuerungsanlagen

Für neue Gasturbinen verkörpern trockene NO_X-arme Vormischbrenner (DLN) den BVT-Stand. Für bestehende Gasturbinen gelten Wasser- und Dampfeindüsung oder die Umrüstung auf das DLN-Verfahren als BVT. Für gasgefeuerte ortsfeste Motorenanlagen entspricht das Magermotorkonzept dem BVT-Stand, analog zum trockenen NO_X-armen Vormischbrenner bei Gasturbinen.

Für die meisten Gasturbinen und Gasmotoren gilt auch die selektive katalytische Reduktion (SCR) als BVT. Die Nachrüstung eines SCR-Systems auf GuD ist technisch realisierbar, aber für bestehende Anlagen wirtschaftlich nicht gerechtfertigt, weil der erforderliche Platz im Abhitzedampferzeuger bei der Projektierung nicht eingeplant wurde und daher nicht zur Verfügung steht.

Anlagentyp	Emissionswert bei BVT-Anwendung (mg/Nm^3)		O_2-Gehalt (%)	Mögliche BVT zur Erzielung dieser Werte
	NO_x	CO		
Gasturbinen				
Neue Gasturbinen	20 - 50	5 - 100	15	Trockene NO_X-arme Vormischbrenner oder SCR
DLN für bestehende Gasturbinen	20 - 75	5 - 100	15	Trockene NO_X-arme Vormischbrenner als Nachrüstpaket, soweit verfügbar
Bestehende Gasturbinen	50 - 90*	30 - 100	15	Wasser- und Dampfeindüsung oder SCR
Gasmotoren				
Neue Gasmotoren	20 - 75*	30 - 100*	15	Magermotorkonzept oder SCR und Oxidationskatalysator für CO
Neuer Gasmotor mit AHDE in KWK-Betrieb	20 - 75*	30 - 100*	15	Magermotorkonzept oder SCR und Oxidationskatalysator für CO
Bestehende Gasmotoren	20 - 100*	30 - 100	15	NO_x-arme Optimierung
Gasgefeuerte Kessel				
Neue gasgefeuerte Kessel	50 - 100*	30 - 100	3	NO_x-arme Brenner oder SCR oder SNCR
Bestehende gasgefeuerte Kessel	50 - 100*	30 - 100	3	
GuD-Anlagen				
Neue GuD-Anlagen ohne Zusatzfeuerung (AHDE)	20 - 50	5 - 100	15	Trockene NO_X-arme Vormischbrenner oder SCR
Bestehende GuD-Anlagen ohne Zusatzfeuerung (AHDE)	20 - 90*	5 - 100	15	Trockene NO_X-arme Vormischbrenner oder Wasser- und Dampfeindüsung oder SCR
Neue GuD-Anlagen mit Zusatzfeuerung	20 - 50	30 - 100	anlagen-spezif.	Trockene NO_X-arme Vormischbrenner und NO_x-arme Brenner für den Kesselteil oder SCR oder SNCR
Bestehende GuD-Anlagen mit Zusatzfeuerung	20 - 90*	30 - 100	anlagen-spezif.	Trockene NO_X-arme Vormischbrenner oder Wasser- und Dampfeindüsung und NO_x-arme Brenner für den Kesselteil oder SCR oder SNCR

SCR: Selektive katalytische NO_x-Reduktion **SNCR**: Selektive nicht-katalytische NO_x-Reduktion
DLN: Trockene NO_X-arme Vormischbrenner **AHDE:** Abhitzedampferzeuger
KWK: Kraft-Wärme-Kopplung
GuD: Gas- und Dampfturbinenprozess
* Zu diesen Werten gab es abweichende Auffassungen, die im Hauptdokument im Kapitel 7.5.4 angesprochen werden.

Tabelle 9: BVT für die Minderung von NO_X- und CO-Emissionen aus gasgefeuerten Anlagen

CO-Emission
Kohlenmonoxid (CO) entsteht immer als Zwischenprodukt des Verbrennungsprozesses. Als BVT zur Minimierung der CO-Emission gilt die vollständige Verbrennung, welche durch gute Feuerungskonstruktion, durch den Einsatz von hochwertiger Überwachungs- und Prozessleittechnik sowie durch die Instandhaltung des Feuerungssystems erreicht wird. In den BVT-Kapiteln sind einige Emissionswerte bei BVT-Anwendung für verschiedene Brennstoffe angegeben, in dieser Zusammenfassung finden sich jedoch nur die Werte für gasgefeuerte Anlagen.

Wasserverunreinigung
Neben der Verursachung von Luftverschmutzungen sind Großfeuerungsanlagen auch eine bedeutende Quelle von Kühl- und Abwassereinleitungen in Flüsse, Seen und Meere.

Alles von der Oberfäche der Lagerflächen abfließende und Brennstoffteilchen ausspülende Wasser (Regenwasser) sollte vor der Abwassereinleitung gesammelt und (in Absetzbecken) behandelt werden. Es lässt sich nicht vermeiden, dass in einem Kraftwerk gelegentlich mit Öl kontaminiertes Wasser (Spülwasser) in geringen Mengen anfällt. Als BVT zur Vermeidung jeglicher Umweltschäden gelten Ölabscheiderschächte.

Die BVT-Schlussfolgerung für Nasswäscherentschwefelung ist an den Einsatz einer Abwasserbehandlungsanlage geknüpft. Die Abwasserbehandlungsanlage besteht aus verschiedenen chemischen Behandlungen zur Schwermetallbeseitigung und zur Verringerung der in das Wasser eingetragenen Feststoffmenge. Die Behandlungsanlage umfasst eine pH-Wert-Einstellung, die Ausfällung von Schwermetallen und die Feststoffbeseitigung. Im vollständigen Dokument sind einige Emissionswerte enthalten.

Abfälle und Rückstände
In der Branche ist bereits viel Aufmerksamkeit darauf gerichtet worden, wie Verbrennungsrückstände und -nebenprodukte genutzt werden können, anstatt sie lediglich auf der Deponie abzulagern. Nutzung und Wiederverwendung ist daher die beste verfügbare Variante und hat Priorität. Es gibt viele unterschiedliche Nutzungsmöglichkeiten für die verschiedenen Nebenprodukte wie Aschen. Für jede Nutzungsmöglichkeit bestehen unterschiedliche spezifische Kriterien. Es war nicht möglich, alle diese Kriterien in diesem BVT-Merkblatt abzuhandeln. Die Qualitätskriterien sind zumeist an die Struktureigenschaften des Rückstands und an den Schadstoffgehalt geknüpft, wie z. B. an den Anteil von unverbranntem Brennstoff oder die Löslichkeit von Schwermetallen usw.

Als Endprodukt des Nasswaschverfahrens wird Gips gewonnen, der in den meisten EU-Ländern eine Handelsware für die Anlage ist. Er lässt sich anstelle von Naturgips verkaufen und verwenden. Daher wird der Großteil des in Kraftwerken produzierten Gipses in der Gipskartonplattenindustrie verwendet. Die Reinheit des Gipses begrenzt die in den Prozess einbringbare Kalksteinmenge.

Mitverbrennung von Abfällen und Ersatzbrennstoffen

In Großfeuerungsanlagen, die gemäß BVT ausgelegt sind und betrieben werden, kommen wirksame Verfahren und Maßnahmen zur Beseitigung von Staub (einschließlich eines Teils der Schwermetalle), SO_2 NO_x, HCl, HF und anderen Schadstoffen sowie Techniken zur Vermeidung von Wasser- und Bodenverunreinigungen zur Anwendung. In der Regel können diese Techniken als ausreichend für die Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen betrachtet werden und gelten daher auch in diesen Fällen als BVT. Als Basis dafür dienen die BVT-Schlussfolgerungen und insbesondere die mit der Anwendung von BVT verbundenen Emissionswerte, wie sie in den brennstoffspezifischen Kapiteln festgelegt worden sind. Ein höherer Schadstoffeintrag in das Feuerungssystem lässt sich innerhalb bestimmter Grenzen durch die Anpassung des Abgasreinigungssystems oder durch die Begrenzung des prozentualen Anteils des mitzuverbrennenden Ersatzbrennstoffs ausgleichen.

Was die Auswirkungen der Mitverbrennung auf die Qualität der Rückstände betrifft, so ist der wichtigste BVT-Aspekt, dass die Qualität von Gips, Asche, Schlacke und sonstigen Rückständen und Nebenprodukten auf dem gleichen Niveau wie ohne Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen gehalten werden muss zum Zwecke der Wiederverwendung. . Wenn die Mitverbrennung zu erheblichen (zusätzlichen) Entsorgungsmengen von Nebenprodukten oder Rückständen oder zu einer zusätzlichen Verunreinigung durch Metalle (z. B. Cd, Cr, Pb) oder Dioxine führt, so müssen, um das zu verhindern, zusätzliche Maßnahmen ergriffen werden.

Erreichte Übereinstimmung

Dieses Dokument fand bei den Mitgliedern der Technischen Arbeitsgruppe (TWG) insgesamt weitgehende Unterstützung. Die Industrie und hauptsächlich zwei Mitgliedstaaten verweigerten diesem endgültigen Entwurf ihre volle Unterstützung und äußerten so genannte „abweichende Auffassungen“ zu einigen der im Dokument vorgestellten Schlussfolgerungen, insbesondere zu den BVT-Wirkungsgraden und -Emissionswerten für Steinkohle und Braunkohle, flüssige und gasförmige Brennstoffe sowie aus wirtschaftlichen Gründen zum Einsatz von SCR. Sie vertraten den Standpunkt, dass die als BVT-Emissionswerte angegebenen Bereiche sowohl für neue als auch für bestehende Kraftwerke generell zu niedrig sind. Dabei ist jedoch zu beachten,, dass die oberen Zahlenwerte der BVT-Emissionswerte, besonders für bestehende Anlagen, aktuellen Emissionsgrenzwerten ähneln, die in einigen EU-Mitgliedstaaten gelten. Ein Teil der Industrie vertrat einen eigenen Standpunkt zu dem Ausmaß, in dem dieses Dokument die Erfahrungen und Gegebenheiten aller Großfeuerungsanlagen widerspiegelt. Dies untermauert die Ansicht der TWG-Mitglieder, dass die BVT-Werte angemessen sind und zeigen, dass die in Betracht gezogenen BVT-Werte bereits von etlichen Anlagen in Europa erreicht werden.

Die Europäische Kommission startet und unterstützt mit ihren Forschungs- und Entwicklungsprogrammen eine Reihe von Projekten, die sich mit sauberen Technologien, neu entstehenden Technologien zur Abwasserbehandlung und zum Recycling sowie mit Managementstrategien befassen. Diese Projekte könnten potenziell einen nützlichen Beitrag zu künftigen BVT-Merkblatt-Revisionen leisten. Die Leser werden daher gebeten, dem Europäischen Büro für die integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung (EIPPCB) alle Forschungsergebnisse mitzuteilen, die für den Geltungsbereich dieses Dokuments von Bedeutung sind (siehe auch Vorwort zu diesem Dokument).

VORWORT

1. Status dieses Dokuments

Sofern nicht anders angegeben beziehen sich Hinweise auf “die Richtlinie” in diesem Dokument auf die Richtlinie 96/61/EG des Rates über die Integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung. Wie die Richtlinie so gilt auch dieses Dokument vorbehaltlos für die Vorschriften der Gemeinschaft über die Erhaltung der Gesundheit und Sicherheit am Arbeitsplatz.

Dieses Dokument ist Bestandteil einer Reihe, in der die Ergebnisse eines Informationsaustausches zwischen den EU-Mitgliedstaaten und der betreffenden Industrie über Beste Verfügbare Techniken (BVT), damit verbundene Überwachungsmaßnahmen und Entwicklungen auf diesem Gebiet vorgestellt werden.
*[Es wird von der Europäischen Kommission gemäß Artikel 16 Absatz 2 der Richtlinie veröffentlicht und muss daher gemäß Anlage IV der Richtlinie zur Festlegung der “Besten Verfügbaren Techniken” berücksichtigt werden].

*Hinweis: Die Klammern werden entfernt, sobald das Veröffentlichungsverfahren durch die Kommission abgeschlossen ist.

2. Relevante rechtliche Pflichten gemäß der IVU-Richtlinie und Definition der BVT

Um dem Leser das Verständnis des Rechtsrahmens zu erleichtern, in dem das vorliegende Dokument verfasst wurde, werden im Vorwort einige der wichtigsten Bestimmungen der IVU-Richtlinie beschrieben und wird eine Definition des Begriffs „Beste Verfügbare Techniken” gegeben. Diese Beschreibung ist zwangsläufig unvollständig und dient ausschließlich zur Information. Sie hat keine rechtliche Relevanz und ändert oder berührt in keiner Weise die Bestimmungen der Richtlinie.

Die Richtlinie dient der integrierten Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung durch die im Anhang I aufgeführten Aktivitäten, um ein insgesamt hohes Umweltschutzesniveau zu erreichen. Die Rechtsgrundlage der Richtlinie bezieht sich auf den Umweltschutz, bei ihrer Anwendung sollten aber auch andere Ziele der Gemeinschaft, wie die Wettbewerbsfähigkeit der Industrie der Gemeinschaft, berücksichtigt werden, so dass sie zu einer nachhaltigen Entwicklung beiträgt.

Im Einzelnen sieht sie ein Genehmigungsverfahren für bestimmte Kategorien industrieller Anlagen vor und verlangt sowohl von den Betreibern als auch von den Genehmigungsbehörden und sonstigen Einrichtungen eine integrierte, ganzheitliche Sicht auf das Umweltverschmutzungs- und Verbrauchspotenzial einer Anlage. Das Gesamtziel dieses integrierten Konzepts muss darin bestehen, das Management und die Steuerung der industriellen Prozesse so zu verbessern, dass ein hohes Maß an Schutz für die Umwelt insgesamt gewährleistet ist. Von zentraler Bedeutung für diesen Ansatz ist das in Artikel 3 verankerte allgemeine Prinzip, nach dem die Betreiber alle geeigneten Vorsorgemaßnahmen gegen Umweltverschmutzung treffen müssen, insbesondere durch den Einsatz der Besten Verfügbaren Techniken, mit deren Hilfe sie ihre Umweltschutzleistung verbessern können.

Der Begriff „Beste Verfügbare Techniken“ ist in Artikel 2, Absatz 11, der Richtlinie definiert als „der effizienteste und fortschrittlichste Entwicklungsstand der Tätigkeiten und diesbezüglichen Betriebsmethoden, der spezielle Techniken als praktisch geeignet erscheinen lässt, prinzipiell als Grundlage für die Emissionsgrenzwerte zu dienen, um Emissionen in und Auswirkungen auf die gesamte Umwelt allgemein zu vermeiden oder, falls dies nicht möglich ist, zu vermindern.“ Weiter heißt es in der Begriffsdefinition in Artikel 2, Absatz 11:

„Techniken“ beinhaltet sowohl die angewandte Technologie als auch die Art und Weise, wie die Anlage konstruiert, gebaut, gewartet, betrieben und stillgelegt wird.

Als “verfügbar“ gelten Techniken mit einem solchen Entwicklungsstand, der unter Berücksichtigung des Kosten/Nutzen-Verhältnisses die Anwendung gemäß den im betreffenden Industriebereich wirtschaftlich und

technisch vertretbaren Bedingungen ermöglicht, ungeachtet dessen, ob diese Techniken in dem jeweiligen Mitgliedstaat benutzt oder erzeugt werden, sofern sie in angemessener Weise für den Betreiber zugänglich sind.

Als „beste“ gelten jene Techniken, die am wirksamsten zum Erreichen eines allgemein hohen Schutzniveaus für die Umwelt insgesamt sind.

Ferner enthält Anhang IV der Richtlinie eine Liste von „Punkten, die bei Festlegung der Besten Verfügbaren Techniken im Allgemeinen wie auch im Einzelfall zu berücksichtigen sind .. unter Berücksichtigung der sich aus einer Maßnahme ergebenden Kosten und ihres Nutzens sowie des Grundsatzes der Vorsorge und Vermeidung“. Diese Erwägungen schließen jene Informationen mit ein, die von der Kommission gemäß Artikel 16 Absatz 2 veröffentlicht werden.

Die Genehmigungsbehörden haben bei der Festlegung der Auflagen für die Genehmigung die im Artikel 3 verankerten allgemeinen Prinzipien zu berücksichtigen. Dazu zählen Emissionsgrenzwerte, die gegebenenfalls durch äquivalente Parameter oder technische Maßnahmen erweitert oder ersetzt werden. Entsprechend Artikel 9 Absatz 4 der Richtlinie müssen diese Emissionsgrenzwerte, äquivalenten Parameter und technischen Maßnahmen sich, unbeschadet geltender Umweltqualitätsnormen, auf die Besten Verfügbaren Techniken stützen, ohne dass die Anwendung einer bestimmten Technik oder Technologie vorgeschrieben wird. Hierbei sind die technische Beschaffenheit der betreffenden Anlage, ihr Standort und die jeweiligen örtlichen Umweltbedingungen zu berücksichtigen. In jedem Fall müssen die Genehmigungsauflagen Vorkehrungen zur weitestgehenden Verminderung weiträumiger oder grenzüberschreitender Umweltverschmutzung vorsehen und einen hohen Schutz für die Umwelt insgesamt sicherstellen.

Gemäß Artikel 11 der Richtlinie sind die Mitgliedstaaten verpflichtet Sorge zu tragen, dass die zuständigen Behörden die Entwicklungen bei den Besten Verfügbaren Techniken verfolgen oder darüber informiert sind.

3. Ziel des Dokuments

Entsprechend Artikel 16 Absatz 2 der Richtlinie hat die Kommission „einen Informationsaustausch zwischen den Mitgliedstaaten und betreffenden Industrien über die Besten Verfügbaren Techniken, die damit verbundenen Überwachungsmaßnahmen und die Entwicklungen in ihnen“ durchzuführen und die Ergebnisse des Informationsaustausches zu veröffentlichen.

Der Zweck des Informationsaustausches ist unter dem Erwägungsgrund 25 der Richtlinie erläutert, in dem es heißt: „Die Entwicklung und der Austausch von Informationen auf Gemeinschaftsebene über die Besten Verfügbaren Techniken werden dazu beitragen, das Ungleichgewicht auf technologischer Ebene in der Gemeinschaft zu beseitigen, die weltweite Verbreitung der in der Gemeinschaft festgesetzten Grenzwerte und der angewandten Techniken zu fördern und die Mitgliedstaaten bei der wirksamen Durchführung dieser Richtlinien zu unterstützen.“

Zur Unterstützung der unter Artikel 16 Absatz 2 vorgesehenen Maßnahmen hat die Kommission (GD Umwelt) ein Informationsaustauschforum (IEF) geschaffen, unter dessen Schirmherrschaft mehrere technische Arbeitsgruppen eingesetzt wurden. In diesem Informationsaustauschforum und den technischen Arbeitsgruppen sind, wie in Artikel 16 Absatz 2 verlangt, sowohl die Mitgliedstaaten als auch die Industrie vertreten.

In dieser Dokumentenreihe werden der Informationsaustausch, wie er gemäß Artikel 16 Absatz 2 stattgefunden hat, genau wiedergegeben und der Genehmigungsbehörde Referenzinformationen für die Genehmigungsauflagen zur Verfügung gestellt. Mit ihren Informationen über die Besten Verfügbaren Techniken sollen diese Dokumente als ein wertvolles Mittel zur Verbesserung der Umweltschutzleistung dienen.

4. Informationsquellen

Dieses Dokument enthält eine Zusammenfassung von Informationen, die aus verschiedenen Quellen, einschließlich sachkundiger Angaben der zur Unterstützung der Kommission geschaffenen Arbeitsgruppen, stammen und von den Dienststellen der Kommission geprüft wurden. Alle Beiträge werden dankbar anerkannt.

5. Anleitung zum Verständnis und Benutzen des Dokuments

Die im vorliegenden Dokument enthaltenen Informationen sind als Unterstützung zur Bestimmung der BVT in speziellen Fällen gedacht. Bei der Bestimmung von BVT und der Festlegung von Genehmigungsauflagen im Hinblick auf BVT ist stets von dem Gesamtziel, d.h. einem hohen Schutz für die Umwelt als Ganzes, auszugehen.

Nachfolgend wird die Art der Informationen beschrieben, die im jeweiligen Kapitel dieses Dokuments enthalten sind.

Kapitel 1 bietet allgemeine Informationen über die Industriebranche und beschreibt die diesbezüglichen Hauptprobleme des Umweltschutzes.

Kapitel 2 führt in die Prinzipien und Konzepte der Feuerungszyklen und Energieerzeugung ein. Dies ist nur eine Kurzbeschreibung, sie soll dem Leser aber die Feuerungstechnologie und Energieerzeugung nahe bringen.

Kapitel 3 enthält Angaben über allgemeine branchenweite Verfahren und Techniken zur Emissionsminderung bei Großfeuerungsanlagen.

In den Kapiteln 4 bis 8 werden Informationen über Verfahren zur Befeuerung mit unterschiedlichen Brennstoffen gegeben. Jedes Kapitel ist einer speziellen Feuerungsart gewidmet, daher werden diese Kapitel nachfolgend als "brennstoffspezifische Kapitel" bezeichnet. Ihr Aufbau richtet sich nach der allgemeinen Gliederung von BVT-Merkblättern:

- Abschnitt eins jedes Kapitels (Kapitel 4 bis 8) enthält Informationen über angewandte Verfahren und Techniken zur Verfeuerung der bestimmten Brennstoffe.

- Im Abschnitt zwei jedes Kapitels (Kapitel 4 bis 8) werden Beispiele für angewandte Techniken und Verfahren zur Verbrennung der bestimmten Brennstoffe genannt.

- Abschnitt drei jedes Kapitels (Kapitel 4 bis 8) enthält Angaben zu den Verbrauchsmengen der bestehenden Anlagen zum Zeitpunkt des Verfassens dieses Dokuments.

- Abschnitt vier jedes Kapitels (Kapitel 4 bis 8) geht detaillierter auf die Verfahren zur Emissionsminderung und andere Techniken ein, die für die Bestimmung der BVT und die auf BVT beruhenden Genehmigungsauflagen als ausschlaggebend gelten. Diese Informationen schließen Angaben über die Verbrauchsmengen und Emissionswerte sowie den jeweiligen Wärmewirkungsgrad mit ein, die sich durch die entsprechende Technik erzielen lassen, einige Hinweise über die mit der jeweiligen Technik verbundenen Kosten und die medienübergreifenden Aspekte sowie Angaben über den Grad der Anwendbarkeit der Technik in dem Bereich von Anlagen, die der IVU-Genehmigungspflicht unterliegen wie beispielsweise neue, bestehende, große oder kleine Anlagen. Allgemein als veraltet geltende Techniken wurden nicht mit einbezogen.

- Den Schlussteil jedes Kapitels (Kapitel 4 bis 8) bildet ein Abschnitt "Schlussfolgerungen". In ihm werden die Techniken und der Verbrauch, Emissions- und Verbrauchswerte sowie der Wärmewirkungsgrad aufgeführt, die allgemein als mit den BVT-Anforderungen vereinbar gelten. Der Zweck dieses Abschnitts ist es somit, allgemeine Angaben über Emissions- und Verbrauchswerte sowie den Wärmewirkungsgrad bereitzustellen, die als Anhaltspunkt zur Bestimmung der auf BVT beruhenden Genehmigungsauflagen oder Festlegung allgemein verbindlicher Vorschriften gemäß Artikel 9 Absatz 8 der Richtlinie gelten können.

Es muss jedoch betont werden, dass dieses Dokument keine Emissionsgrenzwerte empfiehlt. Bei der Festlegung von Genehmigungsauflagen sind lokale, standortspezifische Faktoren wie die technische Beschaffenheit der betreffenden Anlage, ihr Standort und die örtlichen Umweltbedingungen zu berücksichtigen. Ferner ist bei bestehenden Anlagen die wirtschaftliche und technische Vertretbarkeit einer Modernisierung zu beachten. Auch schon die angestrebte Sicherung eines hohen Schutzes für die Umwelt als Ganzes erfordert nicht selten die Abwägung der einzelnen Umweltauswirkungen, was wiederum oft von lokalen Erwägungen beeinflusst wird.

Obgleich im vorliegenden Dokument der Versuch unternommen wird, einige dieser Aspekte aufzugreifen, ist eine umfassende Behandlung in diesem Rahmen nicht möglich. Somit gelten die in Kapitel 5 aufgeführten Verfahren und Zahlenwerte nicht notwendigerweise für alle Anlagen. Andererseits verlangt die Pflicht zur Sicherung eines hohen Umweltschutzes einschließlich einer weitestgehenden Verminderung der weiträumigen oder grenzüberschreitenden Umweltverschmutzung, dass Genehmigungsauflagen nicht aus rein lokalen Erwägungen festgesetzt werden. Daher ist die vollständige Berücksichtigung der im vorliegenden Dokument enthaltenen Informationen durch die Genehmigungsbehörden von höchster Bedeutung.

Weil sich die Besten Verfügbaren Techniken mit der Zeit ändern, wird dieses Dokument bedarfsweise überprüft und aktualisiert. Stellungnahmen und Vorschläge sind an das European IPPC Bureau at the Institute for Prospective Technological Studies (Europäische IVU-Büro beim Institut für Technologische Zukunftsforschung) zu senden:

Edificio Expo, Inca Garcilaso s/n, E-41092 Seville-Spain
Telefon: +34 95 4488 284 Fax: +34 95 4488 426
E-Mail JRC-IPTS-EIPPCB@ cec.eu.int
Internet: http://eippcb.jrc.es

6. Die Beziehung zwischen IVU und den Richtlinien für Großfeuerungsanlagen

Die folgende Darlegung der Problempunkte betrifft die Verbindung zwischen der Richtlinie 2001/80/EG vom 23. Oktober 2001 über die Emissionsbegrenzung bestimmter Schadstoffe aus Großfeuerungsanlagen in die Luft (GFA-Richtline) and die Richtlinie 96/61/EG vom 24. September 1996 über die Integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung (IVU-Richtlinie).

Es gilt zu beachten, dass die endgültige Auslegung des Gemeinschaftsrechts Sache des Europäischen Gerichtshofs ist und daher nicht auszuschließen ist, dass durch die Auslegung des Gerichts künftig neue Problempunkte entstehen können.

Die GFA-Richtlinie beinhaltet folgende wichtige explizite Hinweise auf die IVU-Richtlinie:

- Erwägung 8 der GVA-Richtlinie besagt, dass die "Konformität mit den in dieser Richtlinie festgeschriebenen Emissionsgrenzwerten als notwendige, jedoch unzureichende Bedingung für die Konformität mit den Vorgaben der Richtlinie 96/61/EG über den Einsatz der Besten Verfügbaren Techniken anzusehen ist. Diese Konformität kann striktere Emissionsgrenzwerte, Emissionsgrenzwerte für andere Stoffe und andere Medien sowie andere geeignete Bedingungen voraussetzen." Die Erwägung stellt klar, dass die Einhaltung der Emissionsgrenzwerte nach der GVA-Richtlinie nicht von der Pflicht entbindet, die IVU-Richtlinie zu erfüllen und insbesondere gemäß den Genehmigungsauflagen zu verfahren (Artikel 9 Absatz 4 der IVU-Richtlinie), die im Einklang mit der Richtlinie vorgegeben sind.

- Artikel 4 Absatz 3 und Absatz 6 der GFA-Richtlinie räumt den Mitgliedstaaten die Möglichkeit ein, einen nationalen Plan zu Emissionsminderung bei bestehenden Anlagen aufzustellen oder die in der GFA-Richtlinie vorgeschriebenen Emissionsgrenzwerte für bestehende Anlagen anzuwenden. Jedoch darf der Plan "unter keinen Umständen eine Anlage von den Vorgaben befreien, die durch das jeweilige Gemeinschaftsrecht vorgeschrieben sind, u.a. der Richtlinie 96/61/EG." So muss folglich eine Anlage, die einem nationalen Plan untersteht, dennoch für ihren Betrieb alle Vorgaben der IVU-Richtlinie erfüllen, einschließlich einer Genehmigung basierend auf vorgeschriebenen Emissionsgrenzwerten oder äquivalenten Parametern und technischen Maßnahmen, die gemäß den Bestimmungen des Artikel 9 Absatz 4 oder Artikel 9 Absatz 8 der IVU-Richtlinie niedergelegt sind. Zudem ist laut Vorgabe im BVT-Merkblatt-Standardvorwort eine gewisse Flexibilität in den Bestimmungen des Artikels 9 Absatz 4 der IVU-Richtlinie sowie auch in der BVT-Definition festgeschrieben.

- Artikel 4 Absatz 4 der GFA-Richtlinie sieht eine mögliche Freistellung für Anlagen "am Ende der Lebensdauer" von der Einhaltung der Emissionsgrenzwerte oder von der Einbeziehung in einen nationalen Plan "unbeschadet der Richtlinie 96/61/EC" vor. Wie im vorgenannten Fall muss der Betrieb der betreffenden Anlage dennoch unter Einhaltung der Auflagen der "IVU-Genehmigung" erfolgen. Wie oben

dargelegt, ermöglichen die Bestimmungen des Artikels 9 Absatz 4 der IVU-Richtlinie und die BVT-Richtlinie es den zuständigen Behörden, die Besonderheit solcher Anlagen “am Ende der Lebensdauer" zu berücksichtigen. Zusätzlich sollte der Antragsteller die schriftliche Erklärung gemäß Artikel 4 Absatz 4 (a) der GFA-Richtlinie den Dokumenten beifügen, die im Artikel 6 der IVU-Richtlinie für das Beantragen von Genehmigungen aufgeführt sind.

Referenzdokument über die Besten Verfügbaren Techniken für Großfeuerungsanlagen

EXECUTIVE SUMMARY I

PREFACE XI

SCOPE AND ORGANISATION OF THE DOCUMENT XXXIX

1 GENERAL INFORMATION 1
1.1 Industry overview 1
1.2 Economic situation 7
1.3 Key environmental issues 10
1.3.1 Efficiency 11
1.3.2 Emissions to air 13
1.3.2.1 Sulphur oxides 13
1.3.2.2 Nitrogen oxides (NO_X) 13
1.3.2.3 Dust and particulate matter 15
1.3.2.4 Heavy metals 16
1.3.2.5 Carbon monoxide 18
1.3.2.6 Greenhouse gases (carbon dioxide and others) 18
1.3.2.7 Hydrochloric acid 21
1.3.2.8 Hydrogen fluoride 21
1.3.2.9 Ammonia (NH_3) 21
1.3.2.10 Volatile organic compounds (VOC) 22
1.3.2.11 Persistent organic compounds (POPs), polycyclic aromatic hydrocarbons (PAHs), dioxins and furans 22
1.3.3 Emissions to water 22
1.3.4 Combustion residues and by-products 24
1.3.5 Noise emissions 26
1.3.6 Emission of radioactive substances 27

2 COMMON TECHNIQUES FOR ENERGY GENERATION 29
2.1 Principles of combustion 29
2.2 Common technical combustion processes 30
2.2.1 General fuel heat conversion 30
2.2.2 Pulverised solid fuel firing 30
2.2.3 Fluidised bed combustion furnace 31
2.2.4 Grate firing 31
2.2.5 Oil and gas firing 31
2.2.6 Gasification/Liquifaction 31
2.3 Direct conversion 32
2.3.1 General 32
2.3.2 Combustion engines 32
2.3.3 Gas turbine 33
2.4 Common technical steam processes 33
2.4.1 General 33
2.4.2 Vacuum condensing power plant 33
2.4.3 Co-generation/combined heat and power 34
2.5 Combined cycle 35
2.5.1 General 35
2.5.2 Supplementary firing of combined cycle gas turbines, and repowering of existing power plants 35
2.6 Typical elements of a steam cycle 36

ZUSAMMENFASSUNG I

VORWORT XI

UMFANG UND STRUKTUR DES DOKUMENTS XXXIX

1 ALLGEMEINE INFORMATIONEN 1
1.1 Übersicht der Industrie 1
1.2 Wirtschaftliche Situation 7
1.3 Wesentliche Umweltaspekte 10
1.3.1 Effizienz 11
1.3.2 Emissionen in die Luft 13
1.3.2.1 Schwefeloxide 13
1.3.2.2 Stickstoffoxide (NO_X) 13
1.3.2.3 Staub und Feinstaub 15
1.3.2.4 Schwermetalle 16
1.3.2.5 Kohlenmonoxid 18
1.3.2.6 Treibhausgase (Kohlendioxid und andere) 18
1.3.2.7 Salzsäure 21
1.3.2.8 Fluorwasserstoff 21
1.3.2.9 Ammoniak (NH_3) 21
1.3.2.10 Flüchtige organische Verbindungen (VOC) 22
1.3.2.11 Persistente organische Verbindungen (POPs), polyzyklische aromatische Kohlenwasser- stoffe (PAHs), Dioxine und Furane 22
1.3.3 Wasserverunreinigungen 22
1.3.4 Verbrennungsrückstände und Nebenprodukte 24
1.3.5 Lärmemissionen 26
1.3.6 Emission radioaktiver Stoffe 27

2 ALLGEMEINE TECHNIKEN DER ENERGIEERZEUGUNG 29
2.1 Grundlagen der Verbrennung 29
2.2 Allgemeine feuerungstechnische Verfahren 30
2.2.1 Allgemeine Brennstoff-Wärme-Umwandlung 30
2.2.2 Staubfeuerungen für feste Brennstoffe 30
2.2.3 Wirbelschichtfeuerungen 31
2.2.4 Rostfeuerungen 31
2.2.5 Öl- und Gasfeuerungen 31
2.2.6 Vergasung/Verflüssigung 31
2.3 Direkte Umwandlung 32
2.3.1 Allgemeines 32
2.3.2 Verbrennungsmotoren 32
2.3.3 Gasturbinen 33
2.4 Allgemeine technische Dampfprozesse 33
2.4.1 Allgemeines 33
2.4.2 Vakuumkondensations-Kraftwerk 33
2.4.3 Gemeinsame Erzeugung/Kraft-Wärme-Kopplung 34
2.5 Gas- und Dampfturbinenprozess (GuD) 35
2.5.1 Allgemeines 35
2.5.2 Zusatzfeuerung für GuD-Anlagen und Verbund-Prozess für bestehende Kraftwerke 35
2.6 Typische Elemente eines Dampfkreislaufs 36

2.6.1 The boiler ... 38
2.6.2 Steam turbine ... 40
2.6.3 Condenser ... 40
2.6.4 Cooling system ... 40
2.6.5 Specific costs of different power plant concepts ... 40
2.7 Efficiency ... 41
2.7.1 Carnot efficiency ... 42
2.7.2 Thermal efficiency ... 42
2.7.3 Unit efficiency ... 43
2.7.4 Unit efficiency for steam withdrawal ... 43
2.7.5 Exergy concept and exergy efficiency ... 44
2.7.6 Influence of climate conditions on efficiency ... 46
2.7.7 Relationship between efficiency and environmental issues ... 48
2.7.8 Losses of efficiency in combustion plants ... 48
2.7.9 Generic technical measures to improve LCP efficiency ... 49

3 COMMON PROCESSES AND TECHNIQUES TO REDUCE EMISSIONS FROM LARGE COMBUSTION PLANTS ... 51
3.1 Some primary measures to reduce emissions ... 52
3.1.1 Fuel switch ... 52
3.1.2 Combustion modifications ... 52
3.2 Techniques to reduce particulate emissions ... 54
3.2.1 Electrostatic precipitators (ESPs) ... 55
3.2.2 Wet electrostatic precipitators ... 57
3.2.3 Fabric filters (baghouses) ... 57
3.2.4 Centrifugal precipitation (cyclones) ... 60
3.2.5 Wet scrubber ... 61
3.2.6 General performance of particulate matter control devices ... 64
3.3 Techniques to reduce sulphur oxide emissions ... 65
3.3.1 Primary measures to reduce sulphur oxide emissions ... 65
3.3.1.1 Use of a low sulphur fuel or fuel with basic ash compounds for internal desulphurisation ... 65
3.3.1.2 Use of adsorbents in fluidised bed combustion systems ... 65
3.3.2 Secondary measures to reduce sulphur oxide emissions ... 66
3.3.3 Wet scrubbers ... 67
3.3.3.1 Wet lime/limestone scrubbers ... 68
3.3.3.2 Seawater scrubber ... 75
3.3.3.3 Magnesium wet scrubber ... 77
3.3.3.4 Ammonia wet scrubber ... 77
3.3.4 Spray dry scrubbers ... 78
3.3.5 Sorbent injection ... 81
3.3.5.1 Furnace sorbent injection ... 81
3.3.5.2 Duct sorbent injection (dry FGD) ... 83
3.3.5.3 Hybrid sorbent injection ... 86
3.3.5.4 Circulating fluid bed (CFB) dry scrubber ... 86
3.3.6 Regenerable processes ... 87

2.6.1 Kessel ... 38
2.6.2 Dampfturbine ... 40
2.6.3 Kondensator ... 40
2.6.4 Kühlsystem ... 40
2.6.5 Spezifische Kosten verschiedener Kraftwerkskonzepte ... 40
2.7 Wirkungsgrad ... 41
2.7.1 Carnot-Wirkungsgrad ... 42
2.7.2 Thermischer Wirkungsgrad ... 42
2.7.3 Blockwirkungsgrad ... 43
2.7.4 Blockwirkungsgrad bei Dampfentnahme ... 43
2.7.5 Exergiekonzept und Exergieeffizienz ... 44
2.7.6 Einfluss der Klimabedingungen auf den Wirkungsgrad ... 46
2.7.7 Verhältnis zwischen Wirkungsgrad und Umweltaspekten ... 48
2.7.8 Einbußen des Wirkungsgrads bei Feuerungsanlagen ... 48
2.7.9 Allgemeine technische Maßnahmen zur Verbesserung des GFA-Wirkungsgrads ... 49

3 ALLGEMEINE VERFAHREN UND TECHNIKEN ZUR VERMINDERUNG DER EMISSIONEN VON GROSSFEUERUNGSANLAGEN ... 51
3.1 Einige Primärmaßnahmen zur Emissionsverminderung ... 52
3.1.1 Brennstoffumstellung ... 52
3.1.2 Feuerungsmodifikationen ... 52
3.2 Techniken zur Verminderung von Staubemissionen ... 54
3.2.1 Elektrofilter ... 55
3.2.2 Elektrostatische Nassabscheider ... 57
3.2.3 Gewebefilter (Schlauchfilter) ... 57
3.2.4 Zentrifugalabscheidung (Zyklone) ... 60
3.2.5 Nasswäscher ... 61
3.2.6 Allgemeine Leistungsdaten von Staubabscheidern ... 64
3.3 Techniken zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen ... 65
3.3.1 Primärmaßnahmen zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen ... 65
3.3.1.1 Anwendung schwefelarmer Brennstoffe oder Brennstoff mit basischen Aschever bindungen für interne Entschwefelung ... 65
3.3.1.2 Anwendung von Adsorbenzien in Wirbelschicht-Feuerungssystemen ... 65
3.3.2 Sekundärmaßnahmen zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen ... 66
3.3.3 Nasswäscher ... 67
3.3.3.1 Kalk-/Kalkstein-Nasswäscher ... 68
3.3.3.2 Meerwasserwäscher ... 75
3.3.3.3 Magnesium-Nasswäscher ... 77
3.3.3.4 Ammoniak-Nasswäscher ... 77
3.3.4 Sprühtrockenwäscher ... 78
3.3.5 Sorbens-Eindüsung ... 81
3.3.5.1 Sorbenseindüsung in die Feuerung ... 81
3.3.5.2 Sorbenseindüsung in den Abgasstrom (trockene Abgasentschwefelung) ... 83
3.3.5.3 Sorbenseindüsungs-Hybridverfahren ... 86
3.3.5.4 Zirkulierender Wirbelschicht-(ZWS)-Trockenwäscher ... 86
3.3.6 Regenerative Verfahren ... 87

3.3.6.1 Sodium sulphite bisulphite process 87
3.3.6.2 Magnesium oxide process 88
3.3.7 General performance of flue-gas desulphurisation (FGD) techniques 89
3.4 Techniques to reduce nitrogen oxide emissions 94
3.4.1 Primary measures to reduce NO_x emissions 95
3.4.1.1 Low excess air 95
3.4.1.2 Air staging 96
3.4.1.3 Flue-gas recirculation 97
3.4.1.4 Reduced air preheat 97
3.4.1.5 Fuel staging (reburning) 98
3.4.1.6 Low NO_x burner 100
3.4.1.7 General performance of primary measures for reducing NO_X emissions 104
3.4.2 Secondary measures to reduce NO_X emissions 106
3.4.2.1 Selective catalytic reduction (SCR) 106
3.4.2.2 Selective non-catalytic reduction (SNCR) 113
3.4.2.3 Safety aspects of ammonia storage 115
3.4.2.4 General performance of secondary measures for reducing NO_X emissions 116
3.5 Combined techniques to reduce sulphur oxide and nitrogen oxide emissions 117
3.5.1 Solid adsorption/regeneration 117
3.5.1.1 Activated carbon process 117
3.5.1.2 The NOXSO process 118
3.5.1.3 Other solid adsorption/regeneration processes 118
3.5.2 Gas/solid catalytic processes 119
3.5.2.1 WSA-SNOX process 119
3.5.2.2 DESONOX process 120
3.5.2.3 The SNRB process 120
3.5.2.4 Emerging gas/solid catalytic processes 121
3.5.3 Electron beam irradiation 121
3.5.4 Alkali injection 121
3.5.5 Wet scrubber with additives to achieve NO_X removal 121
3.5.6 General performance of combined techniques for reducing SO_2 and NO_X 122
3.6 Techniques to reduce metal (heavy metal) emissions 123
3.6.1 Control of mercury (Hg) emissions 124
3.6.1.1 Primary measures to reduce the Hg content of solid fuel 124
3.6.1.2 Flue-gas treatment technologies to reduce mercury emissions 124
3.6.2 Reduction of metal emissions in particulate control systems 125
3.6.3 Reduction of metal emissions in FGD systems 125
3.6.4 Reduction of metal emissions in NO_X control systems 126
3.6.5 Reduction of metal emissions by systems designed for metal removal 126
3.7 Techniques to reduce emissions of CO and unburned hydrocarbons 127

3.3.6.1 Natriumsulfit-Bisulfit-Verfahren 87
3.3.6.2 Magnesiumoxid-Verfahren 88
3.3.7 Allgemeine Leistungsdaten der Abgasentschwefelungstechniken 89
3.4 Techniken zur Verminderung von Stickstoffoxidemissionen 94
3.4.1 Primärmaßnahmen zur Verminderung von NO_x-Emissionen 95
3.4.1.1 Geringe Überschussluft 95
3.4.1.2 Luftstufung 96
3.4.1.3 Abgasrückführung 97
3.4.1.4 Verringerte Luftvorwärmung 97
3.4.1.5 Brennstoffstufung (Nachverbrennung) 98
3.4.1.6 Low-NO_X-Brenner 100
3.4.1.7 Allgemeine Leistungsdaten der Primärmaßnahmen zur Verminderung von NO_X-Emissionen 104
3.4.2 Sekundärmaßnahmen zur Verminderung von NO_X-Emissionen 106
3.4.2.1 Selektive katalytische Reduktion (SCR) 106
3.4.2.2 Selektive nicht-katalytische Reduktion (SNCR) 113
3.4.2.3 Sicherheitsaspekte der Ammoniak-lagerung 115
3.4.2.4 Allgemeine Leistungsdaten von Sekundärmaßnahmen zur Verminderung von NO_X-Emissionen 116
3.5 Kombinierte Techniken zur Verminderung von Schwefeloxid- und Stickstoffoxidemissionen 117
3.5.1 Feststoffadsorption/Regeneration 117
3.5.1.1 Aktivkohleverfahren 117
3.5.1.2 Das NOXSO-Verfahren 118
3.5.1.3 Andere Feststoffadsorptions- und Regenerationsverfahren 118
3.5.2 Gas/Feststoff-Katalyse 119
3.5.2.1 WSA-SNOX-Verfahren 119
3.5.2.2 DESONOX-Verfahren 120
3.5.2.3 Das SNRB-Verfahren 120
3.5.2.4 Katalytische Gas/Feststoffverfahren in der Entwicklung 121
3.5.3 Elektronenstrahl-Bestrahlung 121
3.5.4 Alkali-Eindüsungstechnik 121
3.5.5 Nasswäsche mit Zusatzstoffen zur NO_X-Abscheidung 121
3.5.6 Allgemeine Leistungsdaten kombinierter Techniken zur SO_2- und NO_X-Minderung 122
3.6 Techniken zur Verminderung von Metallemissionen (Schwermetalle) 123
3.6.1 Minderung von Quecksilberemissionen (Hg) 124
3.6.1.1 Primärmaßnahmen zur Verminderung des Hg-Anteils in festen Brennstoffen 124
3.6.1.2 Abgasreinigungstechnologien zur Verminderung von Quecksilberemissionen 124
3.6.2 Verminderung von Metallemissionen in Staubabscheidern 125
3.6.3 Verminderung von Metallemissionen in Abgasentschwefelungseinrichtungen 125
3.6.4 Verminderung von Metallmissionen in NO_X-Abscheideeinrichtungen 126
3.6.5 Minderung von Metallemissionen durch für Metallabscheidung ausgelegte Einrichtungen 126
3.7 Techniken zur Emissionsminderung von CO und unverbrannten Kohlenwasserstoffen 127

3.8 Techniques to reduce halogen emissions ... 127
3.8.1 Reduction of halogen emissions in particulate control systems ... 128
3.8.2 Reduction of halogen emissions in FGD systems ... 128
3.8.3 Reduction of halogen emissions in NO_X control systems ... 128
3.9 Reduction of greenhouse gas emissions from large combustion plants ... 129
3.9.1 Reduction of carbon dioxide emissions by increasing the thermal efficiency ... 129
3.9.2 Removal of carbon dioxide from flue-gases ... 131
3.10 Techniques to control releases to water ... 132
3.10.1 Waste water from water treatment plants . 133
3.10.2 Waste water from cooling circuit systems 133
3.10.3 Waste water from other origins of steam generation processes ... 133
3.10.4 Waste water from flue-gas cleaning systems ... 134
3.10.5 Sanitary waste water ... 135
3.10.6 Waste water treatment techniques ... 136
3.10.7 Other waste waters ... 137
3.11 Techniques to control releases to soils ... 137
3.12 Measures to control noise emissions ... 139
3.12.1 Basic options ... 139
3.12.2 Structure-borne noise ... 139
3.12.3 Duct and piping noise ... 140
3.12.4 Mufflers ... 140
3.12.5 Machinery noise ... 140
3.12.6 Conclusions ... 140
3.13 Cooling techniques ... 141
3.14 Emission monitoring and reporting ... 141
3.14.1 Emission components ... 142
3.14.2 Reference conditions and parameters ... 142
3.14.3 Sampling locations ... 143
3.14.4 Monitoring of emissions ... 143
3.14.4.1 Continuous monitoring ... 145
3.14.4.2 Discontinuous measurements ... 145
3.14.4.3 Emission estimations based on the measurement of operating parameters ... 145
3.14.4.4 Emission factors ... 145
3.14.5 Reporting emission data ... 147
3.15 Environmental management tools ... 147
3.15.1 BAT for environmental management ... 154
3.16 An introduction to the integrated approach of protecting the environment as a whole ... 156

4 COMBUSTION TECHNIQUES FOR COAL AND LIGNITE ... 159
4.1 Applied processes and techniques ... 160
4.1.1 Unloading, storage and handling of coal, lignite and additives ... 161
4.1.1.1 Coal and lignite ... 161
4.1.1.2 Additives and treatment reagents ... 161
4.1.2 Pretreatment of coal and lignite ... 162
4.1.3 Fuel preparation ... 163

3.8 Techniken zur Verminderung von Halogenemissionen ... 127
3.8.1 Verminderung von Halogenemissionen in Staub-Abscheidern ... 128
3.8.2 Verminderung von Halogenemissionen in Abgasentschwefelungseinrichtungen ... 128
3.8.3 Verminderung von Halogenemissionen in NOx-Abscheideeinrichtungen ... 128
3.9 Verminderung von Treibhausgasemissionen aus Großfeuerungsanlagen ... 129
3.9.1 Verminderung von Kohlenstoffdioxid-emissionen durch erhöhten thermischen Wirkungsgrad ... 129
3.9.2 Abscheidung von Kohlendioxid aus den Abgasen ... 131
3.10 Techniken zur Verminderung von Wasserverunreinigungen ... 132
3.10.1 Abwasser aus Abwasseraufbereitungsanlagen 133
3.10.2 Abwasser aus Kühlkreislaufsystemen ... 133
3.10.3 Abwasser aus anderen Quellen im Dampferzeugungsprozess ... 133
3.10.4 Abwasser aus Abgas-Reinigungs-systemen ... 134
3.10.5 Sanitärabwasser ... 135
3.10.6 Techniken zur Abwasseraufbereitung ... 136
3.10.7 Sonstige Abwässer ... 137
3.11 Techniken zur Verminderung von Einträgen in den Boden ... 137
3.12 Maßnahmen zur Verminderung von Lärmemission ... 139
3.12.1 Grundlegende Optionen ... 139
3.12.2 Körperschall ... 139
3.12.3 Schallübertragung durch Kanäle und Rohrleitungen ... 140
3.12.4 Schalldämpfer ... 140
3.12.5 Maschinenlärm ... 140
3.12.6 Schlussfolgerungen ... 140
3.13 Kühltechniken ... 141
3.14 Emissionsüberwachung und Berichterstattung141
3.14.1 Emissionskomponenten ... 142
3.14.2 Referenzbedingungen und Parameter ... 142
3.14.3 Probenahmestellen ... 143
3.14.4 Emissionsüberwachung ... 143
3.14.4.1 Kontinuierliche Emissionsüberwachung ... 145
3.14.4.2 Einzelmessungen ... 145
3.14.4.3 Emissionsbewertung aufgrund gemessener Betriebsparameter ... 145
3.14.4.4 Emissionsfaktoren ... 145
3.14.5 Berichterstattung über Emissionsdaten ... 147
3.15 Umweltmanagement-Instrumente ... 147
3.15.1 BVT für Umweltschutz-Management ... 154
3.16 Einführung des integrierten Ansatzes zum ganzheitlichen Umweltschutz ... 156

4 FEUERUNGSTECHNIKEN FÜR STEINKOHLE UND BRAUNKOHLE ... 159
4.1 Angewandte Prozesse und Techniken ... 160
4.1.1 Entladen, Lagern und Umschlagen von Steinkohle, Braunkohle und Zusatzstoffen ... 161
4.1.1.1 Steinkohle und Braunkohle ... 161
4.1.1.2 Zusatzstoffe und Behandlungsreagensen ... 161
4.1.2 Vorbehandlung von Stein- und Braunkohle ... 162
4.1.3 Brennstoffaufbereitung ... 163

4.1.3.1 Fuel preparation for pulverised hard coal combustion ... 163
4.1.3.2 Fuel preparation for pulverised lignite combustion ... 166
4.1.3.3 Fuel preparation for fluidised bed combustion (FBC) ... 167
4.1.3.4 Fuel preparation for grate firing (GF) .. 167
4.1.4 Boiler types and steam generator ... 167
4.1.4.1 Condensing power plants ... 167
4.1.4.2 Fluidised bed combustion (FBC) ... 170
4.1.4.3 Pressurised fluidised bed combustion ... 174
4.1.4.4 Grate firing (GF) ... 175
4.1.5 Integrated gasification combined cycle . 176
4.1.6 Co-generation (CHP) ... 177
4.1.7 Combined cycle combustion (repowering) ... 178
4.1.8 Efficiency of coal and lignite fired LCP ... 179
4.1.8.1 Boiler efficiency ... 179
4.1.8.2 Techniques to increase coal-fired boiler efficiency ... 179
4.1.9 Control of emissions to air from coal- and lignite-fired LCPs ... 179
4.1.9.1 Control of emissions from pulverised fuel combustion ... 180
4.1.9.2 Control of emissions from fluidised bed combustion ... 187
4.1.9.3 Control of emissions from grate firing ... 188
4.1.10 Water and waste water treatment ... 189
4.1.11 Combustion residues and by-products treatment ... 189
4.2 Examples of applied processes and techniques ... 192
4.2.1 Examples of individual applied techniques ... 192
4.2.2 Examples of applied techniques to improve the environmental performance of existing coal- and lignite-fired large combustion plants ... 214
4.2.3 Examples of techniques applied to new coal- and lignite-fired large combustion plants ... 221
4.3 Current consumption and emission levels ... 230
4.3.1 Coal and lignite used in LCPs ... 230
4.3.2 The efficiency of coal- and lignite-fired combustion plants ... 233
4.3.3 Emissions to air ... 236
4.3.3.1 Emissions to air from hard coal-fired combustion plants ... 237
4.3.3.2 Emissions to air from lignite-fired combustion plants ... 240
4.3.3.3 Heavy metal emissions ... 243
4.3.4 Emissions to water from hard coal-fired combustion plants ... 247
4.3.5 Emissions to water from lignite-fired combustion plants ... 251
4.3.6 Combustion residues and by-products .. 253
4.3.7 Noise emissions ... 257
4.4 Techniques to consider in the determination of BAT for the combustion of coal and lignite 258

4.1.3.1 Brennstoffaufbereitung für Steinkohlenstaubfeuerungen ... 163
4.1.3.2 Brennstoffaufbereitung für Braunkohlenstaubfeuerungen ... 166
4.1.3.3 Brennstoffaufbereitungen für Wirbelschichtfeuerungen ... 167
4.1.3.4 Brennstoffaufbereitung für Rostfeuerungen (RF). 167
4.1.4 Kesseltypen und Dampferzeuger ... 167
4.1.4.1 Kondensationskraftwerke ... 167
4.1.4.2 Wirbelschichtfeuerungen ... 170
4.1.4.3 Druckwirbelschichtfeuerungen ... 174
4.1.4.4 Rostfeuerungen (RF) ... 175
4.1.5 Integrierte Kombiprozess-Vergasung ... 176
4.1.6 Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) ... 177
4.1.7 Gas- und Dampfturbinenprozess (Verbund-Prozess) ... 178
4.1.8 Wirkungsgrad der stein- und braunkohlebefeuerten GFA ... 179
4.1.8.1 Kesselwirkungsgrad ... 179
4.1.8.2 Techniken zur Erhöhung des Wirkungsgrades kohlebefeuerter Kessel ... 179
4.1.9 Verminderung der Emissionen in die Luft aus stein- und braunkohlebefeuerten GFA ... 179
4.1.9.1 Verminderung der Emissionen aus Staubfeuerungen ... 180
4.1.9.2 Verminderung der Emissionen aus Wirbelschichtfeuerungen ... 187
4.1.9.3 Verminderung der Emissionen aus Rostfeuerungen ... 188
4.1.10 Wasser- und Abwasseraufbereitung ... 189
4.1.11 Aufbereitung von Verbrennungsrückständen und Nebenprodukten ... 189
4.2 Beispiele für angewandte Verfahren und Techniken ... 192
4.2.1 Beispiele für einzelne angewandte Techniken ... 192
4.2.2 Beispiele für angewandte Techniken für verbesserte Umweltleistungen bei bestehenden stein- und braunkohlebefeuerten Großfeuerungsanlagen ... 214
4.2.3 Beispiele für angewandte Techniken bei neuen stein- und braunkohlebefeuerten Großfeuerungsanlagen ... 221
4.3 Gegenwärtige Niveaus des Verbrauchs und der Emissionen ... 230
4.3.1 GFA zum Einsatz von Stein- und Braunkohle ... 230
4.3.2 Wirkungsgrad von stein- und braunkohle-befeuerten Anlagen ... 233
4.3.3 Emissionen in die Luft ... 236
4.3.3.1 Emissionen in die Luft aus steinkohlebefeuerten Anlagen ... 237
4.3.3.2 Emissionen in die Luft aus braunkohlebefeuerten Anlagen ... 240
4.3.3.3 Schwermetallemissionen ... 243
4.3.4 Wasserverunreinigungen aus steinkohlebefeuerten Anlagen ... 247
4.3.5 Wasserverunreinigungen aus braunkohlebefeuerten Anlagen ... 251
4.3.6 Verbrennungsrückstände und Nebenprodukte ... 253
4.3.7 Lärmemissionen ... 257
4.4 Zu betrachtende Techniken für die Bestimmung von BVT für die Verbrennung von Stein- und Braunkohle ... 258

4.4.1 Techniques for the unloading, storage and handling of fuel ... 259
4.4.2 Techniques for fuel pretreatment ... 260
4.4.3 Techniques to increase efficiency and fuel utilisation ... 261
4.4.4 Techniques for the prevention and control of dust and particle-bound heavy metal emissions ... 263
4.4.5 Techniques for the prevention and control of SO_2 emissions ... 264
4.4.6 Techniques for the prevention and control of NO_X and N_2O emissions ... 266
4.4.7 Techniques for the prevention and control of water pollution ... 268
4.5 Best available techniques (BAT) for the combustion of coal and lignite ... 269
4.5.1 Introduction ... 269
4.5.2 Unloading, storage and handling of fuel and additives ... 271
4.5.3 Fuel pretreatment ... 271
4.5.4 Combustion ... 272
4.5.5 Thermal efficiency ... 272
4.5.6 Dust ... 274
4.5.7 Heavy metals ... 275
4.5.8 SO_2 emissions ... 276
4.5.9 NO_X emissions ... 279
4.5.10 Carbon monoxide (CO) ... 283
4.5.11 Hydrogen fluoride (HF) and hydrogen chloride (HCl) ... 283
4.5.12 Ammonia (NH_3) ... 283
4.5.13 Water pollution ... 283
4.5.14 Combustion residues ... 285
4.6 Emerging techniques for the combustion of coal and lignite ... 282
4.6.1 Pilot plant for a pre-dryer of lignite with low temperature heat ... 282
4.6.2 Simultaneous control of SO_X, NO_X and mercury ... 282

5 COMBUSTION TECHNIQUES FOR BIOMASS AND PEAT ... 285
5.1 Applied processes and techniques ... 285
5.1.1 Unloading, storage and handling of biomass and peat ... 285
5.1.1.1 Transport and handling of biomass and peat ... 285
5.1.1.2 Transport and handling of straw ... 286
5.1.2 Pretreatment of biomass and peat ... 287
5.1.3 Special aspects in combustion and gasification of biomass and peat ... 287
5.1.3.1 Grate firing ... 287
5.1.3.2 Combustion for straw ... 288
5.1.3.3 Pulverised peat firing ... 288
5.1.3.4 Fluidised bed combustion ... 289
5.1.3.5 Gasification of biomass ... 290
5.1.3.6 Co-generation (CHP) ... 291
5.1.3.7 Co-firing of biomass and fossil fuels ... 292
5.1.4 Flue-gas cleaning ... 295
5.1.4.1 Control of emissions from grate firing ... 295
5.1.4.2 Control of emissions to air from pulverised peat combustion ... 296
5.1.4.3 Control of emissions from the fluidised bed

4.4.1 Techniken zum Entladen, Lagern und Umschlagen von Brennstoff ... 259
4.4.2 Techniken zur Brennstoffvorbehandlung ... 260
4.4.3 Techniken zur Verbesserung des Wirkungsgrads und der Brennstoffausnutzung ... 261
4.4.4 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Staub und partikelgebundene Schwermetallemissionen ... 263
4.4.5 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von SO_2-Emissionen ... 264
4.4.6 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von NO_X und N_2O-Emissionen 266
4.4.7 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen ... 268
4.5 Beste Verfügbare Techniken (BVT) für die Verbrennung von Stein- und Braunkohle ... 269
4.5.1 Einleitung ... 269
4.5.2 Entladen, Lagern und Umschlagen von Brennstoffen und Zusatzstoffen ... 271
4.5.3 Brennstoffvorbehandlung ... 271
4.5.4 Feuerungen ... 272
4.5.5 Thermischer Wirkungsgrad ... 272
4.5.6 Staub ... 274
4.5.7 Schwermetalle ... 275
4.5.8 SO_2-Emissionen ... 276
4.5.9 NO_X-Emissionen ... 279
4.5.10 Kohlenmonoxid (CO) ... 283
4.5.11 Fluorwasserstoff (HF) und Chlorwasserstoff (HCl) ... 283
4.5.12 Ammoniak (NH_3) ... 283
4.5.13 Wasserverunreinigungen ... 283
4.5.14 Verbrennungsrückstände ... 285
4.6 Verfahren in Entwicklung für die Verbrennung von Stein- und Braunkohle ... 282
4.6.1 Pilotanlage für einen Braunkohle-Vortrockner bei niedrigen Temperaturen ... 282
4.6.2 Simultane Abscheidung von SO_x, NO_x und Quecksilber ... 282

5 FEUERUNGSTECHNIKEN FÜR BIOMASSE UND TORF ... 285
5.1 Angewandte Verfahren und Techniken ... 285
5.1.1 Entladen, Lagern und Umschlagen von Biomasse und Torf ... 285
5.1.1.1 Transport und Umschlag von Biomasse und Torf ... 285
5.1.1.2 Transport und Umschlag von Stroh ... 286
5.1.2 Vorbehandlung von Biomasse und Torf ... 287
5.1.3 Besondere Aspekte der Verbrennung und Vergasung von Biomasse und Torf ... 287
5.1.3.1 Rostfeuerungen ... 287
5.1.3.2 Feuerungen für Stroh ... 288
5.1.3.3 Staubfeuerungen für Torf ... 288
5.1.3.4 Wirbelschichtfeuerungen ... 289
5.1.3.5 Vergasung von Biomasse ... 290
5.1.3.6 Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) ... 291
5.1.3.7 Gemeinsame Verbrennung von Biomasse und fossilen Brennstoffen ... 292
5.1.4 Abgasreinigung ... 295
5.1.4.1 Emissionsminderung bei Rostfeuerung ... 295
5.1.4.2 Luftemissionsminderung bei Staubfeuerungen für Torf ... 296
5.1.4.3 Emissionsminderung bei Wirbeschichtfeuerung

combustion of biomass and peat 296
5.1.5 Water and waste water treatment 298
5.1.6 Handling of combustion residues and by-products 298
5.2 Examples of applied processes and techniques 299
5.2.1 Individual techniques to reduce emissions from biomass- and peat-fired large combustion plants 300
5.2.2 Improving the environmental performance of existing biomass- and peat-fired large combustion plants 301
5.2.3 Environmental performance of new biomass- and peat-fired large combustion plants 306
5.3 Current consumption and emission levels 313
5.3.1 Mass stream overview 313
5.3.2 Overview of biomass and peat used in large combustion plants 313
5.3.2.1 Biomass 313
5.3.2.2 Peat 316
5.3.3 The efficiency of biomass and peat fired combustion plants 318
5.3.4 Emissions to air 318
5.3.4.1 Emissions to air from biomass fired combustion plants 318
5.3.4.2 Emissions to air from peat-fired combustion plants 320
5.3.5 Combustion and other plant residues 321
5.3.6 Potential sources of noise emission 321
5.4 Techniques to consider in the determination of BAT for the combustion of biomass and peat 322
5.4.1 Techniques for the unloading, storage and handling of fuel 323
5.4.2 Techniques for fuel pretreatment 324
5.4.3 Combustion techniques 324
5.4.4 Techniques to increase the efficiency 325
5.4.5 Techniques for the prevention and control of dust and heavy metal emissions 326
5.4.6 Techniques for the prevention and control of SO_2 emissions from peat-fired combustion plants 327
5.4.7 Techniques for the prevention and control of NO_X and N_2O emissions 328
5.4.8 Techniques for the prevention and control of water pollution 329
5.4.9 Techniques for the handling, reduction and re-use of combustion residues 330
5.5 Best available techniques (BAT) for the combustion of biomass and peat 331
5.5.1 The unloading, storage and handling of biomass, peat and additives 333
5.5.2 Fuel pretreatment 334
5.5.3 Combustion 334
5.5.4 Thermal efficiency 334
5.5.5 Dust 335
5.5.6 Heavy metals 336
5.5.7 SO_2 emissions 336
5.5.8 NO_X emissions 339

für Biomasse und Torf 296
5.1.5 Wasser- und Abwasseraufbereitung 298
5.1.6 Aufbereitung von Verbrennungsrückständen und Nebenprodukten 298
5.2 Beispiele für angewandte Verfahren und Techniken 299
5.2.1 Individuelle Techniken zur Verminderung von Emissionen von mit Biomasse und Torf befeuerten Großfeuerungsanlagen 300
5.2.2 Verbesserte Umweltleistung von bestehenden, mit Biomasse und Torf befeuerten Großfeuerungsanlagen 301
5.2.3 Umweltleistung neuer mit Biomasse und Torf befeuerter Großfeuerungsanlagen 306
5.3 Gegenwärtige Niveaus des Verbrauchs und der Emissionen 313
5.3.1 Übersicht der Massenströme 313
5.3.2 Übersicht der in Großfeuerungsanlagen eingesetzten Biomasse und Torf 313
5.3.2.1 Biomasse 313
5.3.2.2 Torf 316
5.3.3 Wirkungsgrad von biomasse- und torfbefeuerten Anlagen 318
5.3.4 Emissionen in die Luft 318
5.3.4.1 Emissionen in die Luft aus biomassebefeuerten Anlagen 318
5.3.4.2 Emissionen in die Luft aus torfbefeuerten Anlagen 320
5.3.5 Verbrennungs- und sonstige Rückstände aus der Anlage 321
5.3.6 Potentielle Lärmemissionsquellen 321
5.4 Zu betrachtende Techniken für die Bestimmung von BVT für die Verbrennung von Biomasse und Torf 322
5.4.1 Techniken zum Entladen, Lagern und Umschlagen von Brennstoff 323
5.4.2 Techniken zur Brennstoffvorbehandlung 324
5.4.3 Feuerungstechniken 324
5.4.4 Techniken zur Erhöhung des Wirkungsgrads 325
5.4.5 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Staub- und Schwermetallemissionen 326
5.4.6 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von SO_2-Emissionen aus torfbefeuerten Anlagen 327
5.4.7 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von NO_X- und N_2O-Emissionen 328
5.4.8 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen 329
5.4.9 Techniken zur Behandlung, Verminderung und Wiederverwendung von Verbrennungsrückständen 330
5.5 Beste Verfügbare Techniken (BVT) für die Verbrennung von Biomasse und Torf 331
5.5.1 Entladen, Lagern und Umschlagen von Biomasse, Torf und Zusatzstoffen 333
5.5.2 Brennstoffvorbehandlung 334
5.5.3 Feuerungen 334
5.5.4 Thermischer Wirkungsgrad 334
5.5.5 Staub 335
5.5.6 Schwermetalle 336
5.5.7 SO_2-Emissionen 336
5.5.8 NO_X-Emissionen 339

5.5.9 Carbon monoxide (CO) 340
5.5.10 Hydrogen fluoride (HF) and hydrogen chloride (HCl) 341
5.5.11 Ammonia (NH_3) 341
5.5.12 Dioxins and furans..... 341
5.5.13 Noise 341
5.5.14 Water pollution..... 341
5.5.15 Combustion residues 342
5.6 Emerging techniques for the combustion of biomass and peat 343

6 COMBUSTION TECHNIQUES FOR LIQUID FUELS 345
6.1 Applied processes and techniques..... 345
6.1.1 Unloading, storage and handling of liquid fuels..... 345
6.1.2 Pretreatment of liquid fuels..... 346
6.1.2.1 Pretreatment of oil used in conventional boilers 346
6.1.2.2 Pretreatment of liquid fuels used in gas turbines..... 346
6.1.2.3 Pretreatment of liquid fuels for diesel engines 346
6.1.3 Oil-fired boilers..... 347
6.1.4 Oil fired combustion installations for industrial applications (process heater) 348
6.1.5 Fluidised bed firing 349
6.1.6 Compression ignition (diesel) engines... 349
6.1.7 Liquid fuel-fired gas turbines..... 350
6.1.8 Co-generation (CHP)..... 351
6.1.9 Combined cycle combustion 351
6.1.10 Control of emissions to air 351
6.1.10.1 Control of emissions to air from liquid fuel-fired boilers 352
6.1.10.2 Control of emissions to air from liquid-fuel-fired process heaters..... 355
6.1.10.3 Control of emissions to air from liquid fuel-fired (diesel) engines..... 356
6.1.10.4 Control of emissions to air from liquid fuel-fired gas turbines 361
6.1.11 Water and waste water treatment..... 361
6.1.12 Combustion residues and by-products treatment 362
6.2 Examples of applied processes and techniques..... 363
6.2.1 Individual techniques to reduce emissions from liquid-fuel-fired large combustion plants 363
6.2.2 Improving the environmental performance of existing large liquid-fuel-fired combustion plants..... 364
6.2.3 Environmental performance of new liquid-fuel-fired combustion plants..... 369
6.3 Current consumption and emission levels 374
6.3.1 Overview of liquid fuels used in large combustion plants..... 374
6.3.2 The efficiency of liquid fuel-fired combustion plants..... 375
6.3.2.1 Techniques to increase the efficiency of oil-fired boilers 376
6.3.2.2 Energy consumption of auxiliaries 376

5.5.9 Kohlenmonoxid (CO).....340
5.5.10 Fluorwasserstoff (HF) und Chlorwasserstoff (HCl).....341
5.5.11 Ammoniak (NH_3).....341
5.5.12 Dioxine und Furane.....341
5.5.13 Lärm.....341
5.5.14 Wasserverunreinigungen.....341
5.5.15 Verbrennungsrückstände.....342
5.6 Emerging Techniques for the combustion of biomass and peat 343

6 FEUERUNGSTECHNIKEN FÜR FLÜSSIGE BRENNSTOFFE.....345
6.1 Angewandte Prozesse und Techniken.....345
6.1.1 Entladen, Lagern und Umschlagen von flüssigen Brennstoffen.....345
6.1.2 Vorbehandlung von flüssigen Brennstoffen.....346
6.1.2.1 Vorbehandlung von in konventionellen Kesseln verwendetem Öl 346
6.1.2.2 Vorbehandlung von Flüssigbrennstoffen in Gasturbinen 346
6.1.2.3 Vorbehandlung von Flüssigbrennstoffen in Dieselmotoren 346
6.1.3 Ölfeuerungskessel 347
6.1.4 Ölbetriebene Prozessfeuerungen für industrielle Anwendungen 348
6.1.5 Wirbelschichtfeuerungen 349
6.1.6 Selbstzündungsmotoren (Dieselmotoren) 349
6.1.7 Mit flüssigem Brennstoff befeuerte Gasturbinen .350
6.1.8 Kraft-Wärmekopplung (CHP).....351
6.1.9 Gas- und Dampfturbinenprozess.....351
6.1.10 Verminderung von Luftemissionen.....351
6.1.10.1 Luftemissionsminderung bei flüssigbrennstoff-befeuerten Kesseln 352
6.1.10.2 Luftemissionsminderung bei flüssigbrennstoff-betriebenen Prozessfeuerungen 355
6.1.10.3 Luftemissionsminderung bei flüssigbrennstoff-befeuerten (Diesel-)Motoren 356
6.1.10.4 Luftemissionsminderung bei flüssigbrennstoff-befeuerten Gasturbinen 361
6.1.11 Wasser- und Abwasseraufbereitung.....361
6.1.12 Aufbereitung von Verbrennungsrückständen und Nebenprodukten 362
6.2 Beispiele für angewandte Verfahren und Techniken.....363
6.2.1 Individuelle Techniken zur Verminderung von Emissionen bei mit flüssigem Brennstoff befeuerten Großfeuerungsanlagen.....363
6.2.2 Verbesserung der Umweltleistung bestehender mit flüssigem Brennstoff befeuerten Großfeuerungsanlagen 364
6.2.3 Umweltleistung neuer mit flüssigem Brennstoff befeuerten Großfeuerungsanlagen.....369
6.3 Gegenwärtige Verbrauchs- und Emissionsniveaus 374
6.3.1 Übersicht der in Großfeuerungsanlagen verwendeten flüssigen Brennstoffe 374
6.3.2 Wirkungsgrad von mit flüssigem Brennstoff befeuerten Großfeuerungsanlagen.....375
6.3.2.1 Techniken zur Erhöhung des Wirkungsgrads von ölbefeuerten Kesseln 376
6.3.2.2 Energieverbrauch von Hilfseinrichtungen und Nebenaggregaten.....376

6.3.3 Emissions to air ... 377
6.3.3.1 Emissions to air from liquid fuel-fired boiler plants ... 377
6.3.3.2 Reduction of NO_X emissions from process heaters used in industrial applications .. 378
6.3.3.3 Emissions measured in liquid fuel-fired engine plants ... 378
6.3.3.4 Emissions to water ... 381
6.3.3.5 Waste and residues ... 383
6.3.3.6 Residues from a waste water treatment plant ... 385
6.4 Techniques to consider in the determination of BAT for the combustion of liquid fuels ... 387
6.4.1 Techniques for the unloading, storage and handling of liquid fuel and additives ... 388
6.4.2 Techniques to increase the efficiency of liquid-fuel-fired boilers ... 389
6.4.3 Techniques for the prevention and control of dust and heavy metal emissions ... 390
6.4.4 Techniques for the prevention and control of SO_2 emissions ... 391
6.4.5 Techniques for the prevention and control of NO_X and N_2O emissions ... 393
6.4.6 Techniques for the prevention and control of water pollution ... 394
6.5 Best available techniques (BAT) for the combustion of liquid fuels ... 395
6.5.1 Unloading, storage and handling of liquid fuel and additives ... 396
6.5.2 Pretreatment of liquid fuels used in engines and gas turbines ... 397
6.5.3 BAT for liquid fuel-fired boilers ... 397
6.5.3.1 Thermal efficiency ... 397
6.5.3.2 Dust and heavy metals emissions ... 398
6.5.3.3 SO_2 emissions ... 399
6.5.3.4 NO_X emissions ... 400
6.5.3.5 Carbon monoxide (CO) ... 402
6.5.3.6 Ammonia (NH_3) ... 402
6.5.3.7 Water pollution ... 402
6.5.3.8 Combustion residues ... 404
6.5.4 BAT for liquid fuel-fired gas turbines ... 405
6.5.5 BAT for liquid fuel-fired (diesel) engines ... 405
6.5.5.1 Thermal efficiency ... 405
6.5.5.2 Dust and heavy metals emissions ... 406
6.5.5.3 SO_2 emissions ... 407
6.5.5.4 NO_X emissions ... 407
6.5.5.5 CO and hydrocarbon emissions ... 408
6.5.5.6 Water pollution ... 407
6.6 Emerging techniques for the combustion of liquid fuels ... 408

7 COMBUSTION TECHNIQUES FOR GASEOUS FUELS ... 409
7.1 Applied processes and techniques ... 409
7.1.1 Unloading, storage and handling of gaseous fuels ... 409
7.1.2 Gas turbines (GT) ... 410
7.1.3 Compression ignition engines ... 413
7.1.3.1 Spark-ignited engines ... 413

6.3.3 Luftemissionen ... 377
6.3.3.1 Luftemissionen aus mit flüssigem Brennstoff befeuerten Kesselanlagen ... 377
6.3.3.2 Minderung von NO_X-Emissionen aus industriellen Prozessfeuerungen ... 378
6.3.3.3 Gemessene Emissionen in mit flüssigem Brennstoff betriebenen Motoranlagen ... 378
6.3.3.4 Wasserverunreinigungen ... 381
6.3.3.5 Abfälle und Rückstände ... 383
6.3.3.6 Rückstände aus einer Abwasseraufbereitungsanlage ... 385
6.4 Zu betrachtende Techniken zur Bestimmung von BVT für die Verbrennung von flüssigen Brennstoffen ... 387
6.4.1 Techniken zum Entladen, Lagern und Umschlagen von flüssigen Brennstoffen und Zusatzstoffen ... 388
6.4.2 Techniken zur Erhöhung des Wirkungsgrads von flüssigbrennstoffbefeuerten Kesseln ... 389
6.4.3 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Staub- und Schwermetallemissionen 390
6.4.4 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von SO_2-Emissionen ... 391
6.4.5 Techniken zu Vermeidung und Verminderung von NO_X- und N_2O-Emissionen ... 393
6.4.6 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen .. 394
6.5 Beste Verfügbare Techniken (BVT) für die Verbrennung von flüssigen Brennstoffen ... 395
6.5.1 Entladen, Lagern und Umschlagen flüssiger Brennstoffe und Zusatzstoffe ... 396
6.5.2 Vorbehandlung flüssiger Brennstoffe in Motoren und Gasturbinen ... 397
6.5.3 BVT für flüssigbrennstoffbefeuerte Kessel ... 397
6.5.3.1 Thermischer Wirkungsgrad ... 397
6.5.3.2 Staub- und Schwermetallemissionen ... 398
6.5.3.3 SO_2-Emissionen ... 399
6.5.3.4 NO_X-Emissionen ... 400
6.5.3.5 Kohlenmonoxid (CO) ... 402
6.5.3.6 Ammoniak (NH_3) ... 402
6.5.3.7 Wasserverunreinigungen ... 403
6.5.3.8 Verbrennungsrückstände ... 404
6.5.4 BVT für flüssigbrennstoffbefeuerte Gasturbinen ... 405
6.5.5 BVT für flüssigbrennstoffbefeuerte (Diesel) Motoren ... 405
6.5.5.1 Thermischer Wirkungsgrad ... 405
6.5.5.2 Staub- und Schwermetallemissionen ... 406
6.5.5.3 SO_2-Emissionen ... 407
6.5.5.4 NO_X-Emissionen ... 407
6.5.5.5 CO- und Kohlenwasserstoff-Emissionen ... 408
6.5.5.6 Wasserverunreinigungen ... 408
6.6 Techniken in Entwicklung zur Verbrennung flüssiger Brennstoffe ... 408

7 FEUERUNGSTECHNIKEN FÜR GASFÖRMIGE BRENNSTOFFE ... 409
7.1 Angewandte Techniken und Verfahren ... 409
7.1.1 Entladen, Lagern und Umschlagen von gasförmigen Brennstoffen ... 409
7.1.2 Gasturbinen (GT) ... 410
7.1.3 Selbstzündungsmotoren ... 413
7.1.3.1 Fremdzündungsmotoren ... 413

7.1.3.2 Dual fuel engines ... 413
7.1.3.3 High pressure gas injection engines ... 414
7.1.3.4 Co-generation using gas engines ... 414
7.1.4 Gas-fired boilers and heaters ... 415
7.1.5 Combined cycle combustion ... 415
7.1.5.1 Combined cycle without and with supplementary firing (HRSG) ... 417
7.1.6 Co-generation (CHP) ... 420
7.1.7 Control of emissions to air from gas-fired turbines and combined cycles ... 422
7.1.7.1 Abatement of dust emissions ... 422
7.1.7.2 Abatement of SO_2 emissions ... 422
7.1.7.3 Abatement of NO_X emissions ... 423
7.1.8 Control of NO_X emissions from spark-ignited (SG) and dual fuel (gas mode) ... 429
7.1.9 Control of NO_X emissions from gas-fired boilers ... 429
7.1.10 Water and waste water treatment ... 430
7.1.11 Control of noise emissions ... 430
7.1.12 Offshore combustion installations ... 431
7.1.12.1 Control of emissions to air from offshore gas turbines ... 432
7.1.12.2 Efficiency of offshore gas turbines ... 433
7.2 Examples of applied processes and techniques ... 434
7.2.1 Individual techniques to reduce emissions from gas-fired large combustion plants 434
7.2.2 Improving the environmental performance of existing gas-fired large combustion plants ... 444
7.2.3 Environmental performance of new gas-fired combustion plants ... 446
7.2.4 Techniques to increase the environmental of combustion installations operated on offshore platforms ... 453
7.3 Current consumption and emission levels ... 462
7.3.1 Mass stream overview ... 462
7.3.2 Overview of gaseous fuels used in large combustion plants ... 462
7.3.3 The efficiency of gaseous fuel-fired combustion plants ... 463
7.3.4 Emissions to air ... 464
7.3.5 Emissions to water ... 468
7.3.6 Combustion and other plant residues ... 468
7.3.7 Noise emission ... 468
7.4 Techniques to consider in the determination of BAT for the combustion of gaseous fuels ... 469
7.4.1 Techniques for the supply and handling of gaseous fuel and liquid additives ... 470
7.4.2 Techniques to increase the efficiency of gaseous-fuel-fired boilers and turbines ... 471
7.4.3 Techniques for the prevention and control of NO_X and CO emissions ... 472
7.4.4 Techniques for the prevention and control of water pollution ... 473
7.4.5 Techniques to consider in the determination of BAT for offshore

7.1.3.2 Motoren für Zweistoffbetrieb ... 413
7.1.3.3 Motoren mit Hochdruck-Gas-Eindüsung ... 414
7.1.3.4 Kraft-Wärmekopplung bei Gasmotoren ... 414
7.1.4 Gasbefeuerte Kessel und Erhitzer ... 415
7.1.5 Gas- und Dampfturbinenprozess ... 415
7.1.5.1 Gas- und Dampfturbinenprozess ohne und mit zusatzbefeuertem Abhitzekessel (HRSG) ... 417
7.1.6 Kraftwärmekopplung (CHP) ... 420
7.1.7 Luftemissionsminderung bei gasbefeuerten Turbinen und Gas- und Dampfturbinen ... 422
7.1.7.1 Verminderung von Staubemissionen ... 422
7.1.7.2 Verminderung von SO_2-Emissionen ... 422
7.1.7.3 Verminderung von NO_X-Emissionen ... 423
7.1.8 Verminderung von NO_X-Emissionen aus Fremdzündungsmotoren und aus Motoren für Zweistoffbetrieb (Gasbetrieb) ... 429
7.1.9 Verminderung von NO_X-Emissionen aus gasbefeuerten Kesseln ... 429
7.1.10 Wasser- und Abwasseraufbereitung ... 430
7.1.11 Verminderung von Lärmemissionen ... 430
7.1.12 Im Küstenmeer installierte Feuerungsanlagen ... 431
7.1.12.1 Luftemissionsminderung bei im Küstenmeer installierten Gasturbinen ... 432
7.1.12.2 Wirkungsgrad von im Küstenmeer installierten Gasturbinen ... 433
7.2 Bespiele für angewandte Verfahren und Techniken ... 434
7.2.1 Individuelle Techniken zur Verminderung von Emissionen gasbefeuerter Großfeuerungsanlagen 434
7.2.2 Verbesserungen der Umweltleistung bestehender gasbefeuerter Großfeuerungsanlagen ... 444
7.2.3 Umweltleistung bei neuen gasbetriebenen Großfeuerungsanlagen ... 446
7.2.4 Techniken zur Erhöhung der Umweltfreundlichkeit von auf Plattformen im Küstenmeer betriebenen Feuerungsanlagen ... 453
7.3 Gegenwärtige Verbrauchs- und Emissionsniveaus ... 462
7.3.1 Übersicht der Massenströme ... 462
7.3.2 Übersicht der in Großfeuerungsanlagen eingesetzten gasförmigen Brennstoffe ... 462
7.3.3 Wirkungsgrad von mit Gasbrennstoffen betriebenen Feuerungsanlagen ... 463
7.3.4 Luftemissionen ... 464
7.3.5 Wasserverunreinigungen ... 468
7.3.6 Verbrennungs- und andere Anlagenrückstände ... 468
7.3.7 Lärmemissionen ... 468
7.4 Zu betrachtende Techniken bei der Bestimmung von BVT für die Verbrennung von gasförmigen Brennstoffen ... 469
7.4.1 Techniken zur Lieferung und zum Lagern gasförmiger Brennstoffe und flüssiger Zusatzmittel ... 470
7.4.2 Techniken zur Erhöhung des Wirkungsgrads von mit gasförmigen Brennstoff befeuerten Kesseln und Turbinen ... 471
7.4.3 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von NO_X- und CO-Emissionen ... 472
7.4.4 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen ... 473
7.4.5 Zu betrachtende Techniken zur Bestimmung von BVT für installierte Anlagen im

installations ... 474
7.5 Best available techniques (BAT) for the combustion of gaseous fuels ... 476
7.5.1 Supply and handling of gaseous fuels and additives ... 477
7.5.2 Thermal efficiency of gas-fired combustion plants ... 477
7.5.3 Dust and SO_2 emissions from gas fired combustion plants ... 479
7.5.4 NO_X and CO emissions from gas-fired combustion plants ... 480
7.5.4.1 Water pollution ... 483
7.5.4.2 Combustion residues ... 483
7.5.5 BAT for combustion installations operated on offshore platforms ... 483
7.6 Emerging techniques for the combustion of gaseous fuels ... 485
7.6.1 Catalytic combustion ... 485
7.6.2 Steam cooling ... 485
7.6.3 Further development potentials ... 486
7.6.4 Recuperative options ... 486
7.6.4.1 Intercooled recuperated gas turbine ... 486
7.6.4.2 HAT cycle ... 486
7.6.4.3 TOPHAT process ... 487
7.6.4.4 CHAT cycle ... 487

8 CO-COMBUSTION OF WASTE AND RECOVERED FUEL ... 489
8.1 Applied processes and techniques used in the co-combustion of secondary fuels in LCP ... 490
8.1.1 Acceptance and pre-acceptance procedures ... 490
8.1.2 Unloading, storage and handling ... 490
8.1.3 Pretreatment of secondary fuels ... 491
8.1.3.1 Milling ... 491
8.1.3.2 Pre-combustion ... 491
8.1.3.3 Drying ... 492
8.1.3.4 Pyrolysis ... 492
8.1.3.5 Gasification ... 493
8.1.3.6 Methanisation ... 495
8.1.4 Techniques to introduce secondary fuels into the combustion process ... 495
8.1.4.1 Mixing with the main fuel ... 496
8.1.4.2 Separate lances or modified existing burners ... 497
8.1.4.3 Special grates ... 497
8.1.4.4 Feeding secondary fuels into a fluidised bed boiler ... 497
8.1.5 Co-combustion of secondary fuels ... 498
8.1.6 Control of air emissions by the co-combustion of secondary fuel ... 498
8.1.7 Water and waste water treatment ... 499
8.1.8 Handling of combustion residues and by-products ... 499
8.2 Examples of co-combustion of secondary fuel ... 500
8.3 Current consumption and emission levels in the co-combustion of secondary fuel in LCPs ... 508
8.3.1 Overview of secondary fuels co-combusted in LCPs ... 508

Küstenmeer ... 474
7.5 Beste Verfügbare Techniken (BVT) für die Verbrennung von gasförmigen Brennstoffen ... 476
7.5.1 Liefern und Lagern von gasförmigen Brennstoffen und Zusatzstoffen ... 477
7.5.2 Thermischer Wirkungsgrad bei mit gasförmigen Brennstoffen befeuerten Anlagen ... 477
7.5.3 Staub und SO_2-Emissionen aus mit gasförmigen Brennstoffen befeuerten Anlagen ... 479
7.5.4 NO_X- and CO-Emissionen aus mit gasförmigen Brennstoffen befeuerten Anlagen ... 480
7.5.4.1 Wasserverunreinigungen ... 483
7.5.4.2 Verbrennungsrückstände ... 483
7.5.5 BVT für auf Plattformen im Küstenmeer betriebene Feuerungsanlagen ... 483
7.6 Verfahren in Entwicklung für die Verbrennung von gasförmigen Brennstoffen ... 485
7.6.1 Katalytische Verbrennung ... 485
7.6.2 Dampfkühlung ... 485
7.6.3 Weitere Entwicklungspotentiale ... 486
7.6.4 Vorheizungsoptionen ... 486
7.6.4.1 Gasturbine mit Zwischenkühlung und rekuperativer Luftvorwärmung ... 486
7.6.4.2 HAT-Zyklus ... 486
7.6.4.3 TOPHAT-Prozess ... 487
7.6.4.4 CHAT-Zyklus ... 487

8 MITVERBRENNUNG VON ABFALL UND ERSATZBRENNSTOFFEN ... 489
8.1 Angewandte Verfahren und Techniken für die Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen in GFA ... 490
8.1.1 Akzeptanz- und Vorakzeptanzverfahren ... 490
8.1.2 Entladen, Lagern und Umschlagen ... 490
8.1.3 Vorbehandlung von Ersatzbrennstoffen ... 491
8.1.3.1 Mahlen ... 491
8.1.3.2 Vorverbrennung ... 491
8.1.3.3 Trocknung ... 492
8.1.3.4 Pyrolyse ... 492
8.1.3.5 Vergasung ... 493
8.1.3.6 Methanisierung ... 495
8.1.4 Techniken zum Eintrag von Ersatzbrennstoffen in die Feuerung ... 495
8.1.4.1 Vermischen mit dem Hauptbrennstoff ... 496
8.1.4.2 Separate Lanzen oder vorhandene modifizierte Brenner ... 497
8.1.4.3 Spezialroste ... 497
8.1.4.4 Einspeisung von Ersatzbrennstoffen in einem Wirbelschichtkessel ... 497
8.1.5 Mitverbrennen von Ersatzbrennstoffen ... 498
8.1.6 Verminderung der Luftemissionen durch Mitverbrennen von Ersatzbrennstoffen ... 498
8.1.7 Wasser- und Abwasseraufbereitung ... 499
8.1.8 Aufbereitung von Verbrennungsrückständen und Nebenprodukten ... 499
8.2 Beispiele für Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen ... 500
8.3 Gegenwärtiger Verbrauch und Emissionsniveaus bei der Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen in GFA ... 508
8.3.1 Übersicht der in Großfeuerungsanlagen mit verbrannten Ersatzbrennstoffen ... 508

8.3.2 The degree of secondary fuel co-combusted in LCPs ... 510
8.3.3 General effects of the co-combustion of secondary fuel ... 512
8.3.4 Effects of co-combustion on plant efficiency ... 512
8.3.5 Effect of co-combustion on plant performance ... 514
8.3.6 Effects of co-combustion on emissions to air ... 514
8.3.6.1 Particulate matter ... 515
8.3.6.2 Acid gases ... 515
8.3.6.3 Carbon oxides ... 515
8.3.6.4 Halides ... 515
8.3.6.5 Nitrogen oxides ... 515
8.3.6.6 Sulphur oxides ... 516
8.3.6.7 VOCs and dioxins ... 516
8.3.6.8 Metals ... 516
8.3.6.9 Plume ... 517
8.3.6.10 Odour ... 517
8.3.7 Effects of co-combustion on emissions to water ... 518
8.3.8 Effects of co-combustion on quality of combustion residues and by-products ... 518
8.4 Techniques to consider in the determination of BAT for co-combustion of waste and recovered fuels ... 520
8.4.1 Techniques for the storage and handling of dusty and odorous secondary fuel ... 521
8.4.2 Techniques for the pretreatment of secondary fuel ... 522
8.4.3 Techniques to introduce secondary fuel into the combustion process ... 523
8.4.4 Techniques for the prevention and control of air emissions by the co-combustion of secondary fuel ... 524
8.4.5 Techniques for the prevention and control of water pollution by the co-combustion of secondary fuel ... 526
8.4.6 Techniques to reduce the impact of co-combustion on the combustion residues and by-products ... 526
8.5 Best available techniques (BAT) for co-combustion of waste and recovered fuels ... 527
8.5.1 Acceptance and pre-acceptance criterias ... 528
8.5.2 Storage and handling of secondary fuel ... 529
8.5.3 Pretreatment of secondary fuel ... 529
8.5.4 Introduction of secondary fuel into the combustion process ... 529
8.5.5 Air emissions ... 529
8.5.6 Water pollution ... 530
8.5.7 Combustion residues and by-products ... 531
8.6 Emerging techniques for the co-combustion of waste and recovered fuels ... 531

9 CONCLUDING REMARKS ... 533
9.1 Timing of the work ... 533
9.2 Sources of information ... 533
9.3 Degree of consensus ... 534

8.3.2 Anteil der Ersatzbrennstoffe am Brennstoffeinsatz in Großfeuerungsanlagen ... 510
8.3.3 Allgemeine Auswirkungen der Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen ... 512
8.3.4 Auswirkungen der Mitverbrennung auf den Anlagenwirkungsgrad ... 512
8.3.5 Auswirkungen der Mitverbrennung auf die Leistungsmerkmale der Anlage ... 514
8.3.6 Auswirkungen der Mitverbrennung auf die Luftemissionen ... 514
8.3.6.1 Feinstaub ... 515
8.3.6.2 Saure Gase ... 515
8.3.6.3 Kohlenstoffoxid ... 515
8.3.6.4 Halogenide ... 515
8.3.6.5 Stickstoffoxide ... 515
8.3.6.6 Schwefeoxide ... 516
8.3.6.7 Flüchtige organische Verbindungen (VOC) und Dioxine ... 516
8.3.6.8 Metalle ... 516
8.3.6.9 Abgasfahne ... 517
8.3.6.10 Geruch ... 517
8.3.7 Auswirkungen der Mitverbrennung auf Wasserverunreinigungen ... 518
8.3.8 Auswirkungen der Mitverbrennung auf die Qualität von Verbrennungsrückständen und Nebenprodukten ... 518
8.4 Zu betrachtende Techniken zur Bestimmung von BVT zur Mitverbrennung von Abfällen und Ersatzbrennstoffen ... 520
8.4.1 Techniken zum Lagern und Umschlagen staubender und riechender Ersatzbrennstoffe ... 521
8.4.2 Techniken zur Vorbehandlung von Ersatzbrennstoffen ... 522
8.4.3 Techniken zum Einbringen von Ersatzbrennstoffen in die Feuerung ... 523
8.4.4 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Luftemissionen durch Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen ... 524
8.4.5 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen durch Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen ... 526
8.4.6 Techniken zur Verminderung der Auswirkung von Mitverbrennung auf die Verbrennungsrückstände und Nebenprodukte ... 526
8.5 Beste Verfügbare Techniken (BVT) zur Mitverbrennung von Abfall und Ersatzbrennstoffen ... 527
8.5.1 Akzeptanz- und Vorakzeptanzkriterien ... 528
8.5.2 Lagerung und Umschlagen von Ersatzbrennstoffen ... 529
8.5.3 Vorbehandlung von Ersatzbrennstoffen ... 529
8.5.4 Einführung von Ersatzbrennstoffen in die Feuerung ... 529
8.5.5 Luftemissionen ... 529
8.5.6 Wasserverunreinigungen ... 530
8.5.7 Verbrennungsrückstände und Nebenprodukte 531
8.6 Emerging techniques for the co-combustion of waste and recovered fuels ... 531

9 SCHLUSSBEMERKUNGEN ... 533
9.1 Zeitablauf der Arbeiten ... 533
9.2 Informationsquellen ... 533
9.3 Konsensgrad ... 534

9.4 Recommendations for future work 535

REFERENCES 537

GLOSSARY 547

10 ANNEXES 559
10.1 Annex 1: Principles of combustion cycles and efficiency concepts 559
10.1.1 Annex 2: Thermodynamic principles 559
10.1.1.1 First law of thermodynamics 559
10.1.1.2 Second law of thermodynamics 559
10.1.1.3 Enthalpy and entropy 560
10.1.1.4 The concept of reversibility 560
10.1.1.5 The ideal cycle (Carnot cycle) 561
10.1.1.6 Properties of vapour (water vapour) 562
10.1.2 The Rankine cycle as the standard cycle for steam power plants 562
10.1.2.1 The externally irreversible Rankine cycle 563
10.1.2.2 Efficiency improvement of the Rankine cycle 564
10.1.2.3 Reheat 566
10.1.2.4 Regeneration 567
10.1.3 The Joule or Brayton cycle as the standard cycle for gas turbines 568
10.1.3.1 The ideal Brayton cycle 568
10.1.3.2 Non-ideal Brayton cycle 570
10.1.3.3 Regeneration 571
10.1.3.4 Compressor intercooling 571
10.1.3.5 Turbine reheat 572
10.1.4 Combined cycles 572
10.1.5 Co-generation (CHP) 574
10.2 Annex 2. Technical options to remove CO_2 from flue-gases 576
10.2.1 Absorption techniques to remove CO_2 from flue-gases 576
10.2.2 Adsorption techniques to remove CO_2 from flue-gases 576
10.2.3 Cryogenic techniques to remove CO_2 from flue-gases 577
10.2.4 Membrane techniques to remove CO_2 from flue-gases 577
10.2.5 The Carnol technique to remove CO_2 from flue-gases 577
10.2.6 Comparison of the different CO_2 removal options 578

9.4 Empfehlungen für die künftige Arbeit 535

REFERENCES 537

GLOSSAR 547

10 ANHANG 559
10.1 Anhang 1: Prinzipien von Feuerungszyklen und Effizienzkonzepte 559
10.1.1 Anhang 2: Thermodynamische Prinzipien 559
10.1.1.1 Erster Hauptsatz der Thermodynamik 559
10.1.1.2 Zweiter Hauptsatz der Thermodynamik 559
10.1.1.3 Enthalpie und Entropie 560
10.1.1.4 Konzept der Umkehrbarkeit 560
10.1.1.5 Der ideale Kreisprozess (Carnot-Zyklus) 561
10.1.1.6 Dampfeigenschaften (Wasserdampf) 562
10.1.2 Der Rankine-Kreisprozess als Standardkreisprozess bei Dampfkraftwerken 562
10.1.2.1 Der externe irreversible Rankine-Kreisprozess 563
10.1.2.2 Verbesserung des Wirkungsgrades des Rankine-Kreisprozesses 564
10.1.2.3 Zwischenüberhitzung 566
10.1.2.4 Regeneration 567
10.1.3 Der Joule- oder Brayton-Kreisprozess als Standardkreisprozess für Gasturbinen 568
10.1.3.1 Der ideale Brayton-Kreisprozess 568
10.1.3.2 Der nicht ideale Brayton-Kreisprozess 570
10.1.3.3 Regeneration 571
10.1.3.4 Verdichter mit Zwischenkühlung 571
10.1.3.5 Turbinen-Zwischenüberhitzung 572
10.1.4 Gas- und Dampfturbinenprozess 572
10.1.5 Kraft-Wärmekopplung (KWK) 574
10.2 Anhang 2. Technische Optionen zur Abscheidung von CO_2 aus Abgasen 576
10.2.1 Absorptionstechniken zum Abscheiden von CO_2 aus Abgasen 576
10.2.2 Adsorptiontechniken zum Abscheiden von CO_2 aus Abgasen 576
10.2.3 Kryogenische Techniken/Verfahren zum Abscheiden von CO_2 aus Abgasen 577
10.2.4 Membran-Techniken zum Abscheiden von CO_2 aus Abgasen 577
10.2.5 Die Carnol-Technik zum Entfernen von CO_2 aus Abgasen 577
10.2.6 Vergleich der verschiedenen Optionen zum Abscheiden von CO_2 578

List of figures

Figure 1.1: Worldwide energy sources in the power-generating sector (1995) ... 1
Figure 1.2: Energy consumption for electricity generation by fuel (1997) ... 2
Figure 1.3: Generalised flow diagram of a combustion plant and its associated operations ... 10
Figure 1.4: Partitioning of trace elements during coal combustion ... 16
Figure 1.5: Global mean temperature and amount of CO2 emitted over the past century ... 18
Figure 1.6: Change in CO_2 concentrations in the atmosphere over time ... 19
Figure 1.7: Examples of CO_2 releases for different types of combustion plants ... 20
Figure 1.8: Effluents from fossil fuel fired large combustion plants ... 23
Figure 2.1: Modern steam turbine of a coal-fired power plant ... 36
Figure 2.2: Schematic of an ideal combustion cycle ... 37
Figure 2.3: Possible concept of a power plant ... 38
Figure 2.4: Natural circulation and the once-through boiler concept ... 39
Figure 2.5: Specific investments and their structure for selected power plant concepts ... 41
Figure 2.6: Ideal (Carnot) efficiency compared to the efficiencies actually achieved by the thermal energy generation techniques currently in use ... 42
Figure 2.7: Energy transfer in a thermal power plant ... 43
Figure 2.8: Example demonstrating the methodology for calculating the exergetic efficiency ... 44
Figure 2.9: Improvements in the efficiency of power plants between 1993 and 2000 ... 50
Abbildung 3.1: Übersicht der momentan verwendeten Vorrichtungen zur Staubminderung ... 54
Abbildung 3.2: Typisches Konfigurationsschema eines Elektrofilters ... 55
Abbildung 3.3: Allgemeine Anordnung eines Gewebefilters (mit einer Kammer im Reinigungszyklus) ... 58
Abbildung 3.4: Niederdruck-Jetimpuls-Gewebefilter ... 59
Abbildung 3.5: Typisches Flussdiagram eines Venturisystems ... 61
Abbildung 3.6: Bewegtbettwäscher ... 62
Abbildung 3.7: Übersicht der Technologien zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen (Sekundärmaßnahmen) ... 66
Abbildung 3.8: Flussdiagramm eines Nasswaschverfahrens der Kalk/Kalkstein-REA ... 68
Abbildung 3.9: Verschiedene Typen von Kalk/Kalkstein-Nasswäschern ... 71
Abbildung 3.10: Verschiedene Absorbertypen ... 73
Abbildung 3.11: Grundschaltplan des Meerwasserwaschverfahren ... 75
Abbildung 3.12: Meerwasserwaschverfahren ... 76
Abbildung 3.13: Ammoniak-Nasswaschverfahren ... 77
Abbildung 3.14: Flussdiagramm eines Sprühtrocken-Waschverfahren ... 78
Abbildung 3.15: Sorbenseindüsung in die Feuerung ... 81
Abbildung 3.16: SO_2-Abscheidungsreaktionen bei Sorbenseindüsung in die Feuerung ... 81
Abbildung 3.17: Sorbens-Eindüsung in den Abgaskanal ... 83
Abbildung 3.18: Modifiziertes trockenes REA-Verfahren ... 85
Abbildung 3.19: Übersicht der Primärmaßnahmen zur Verminderung von Stickstoffoxidemissionen ... 95
Abbildung 3.20: Abgas-Rückführung ... 97
Abbildung 3.21: Die drei Verbrennungszonen und relevante Parameter im Nachverbrennungs-verfahren ... 98
Abbildung 3.22: Vergleich von Kohle, Öl und Erdgas als Nachverbrennungs-Brennstoff ... 99
Abbildung 3.23: Entstickungsrate als Funktion der Nachverbrennungs-Rate ... 100
Abbildung 3.24: Vergleich zwischen konventionellen luftgestuften und modernen luftgestuften Low-NO_X-Brennern ... 101
Abbildung 3.25: Gas/Öl-Low-NO_X-Brenner mit Abgasrückführung ... 102
Abbildung 3.26: Brennstoffstufung am Brenner ... 103
Abbildung 3.27: Wabenförmige oder plattenförmige Katalysatoren ... 107
Abbildung 3.28: Konfiguration des Katalysatorreaktors, seiner Elemente, Module und Schichten ... 108
Abbildung 3.29: Gegenwärtige Konfigurationen von Verminderungstechnologien ... 109
Abbildung 3.30: Beispiel eines High-Dust-SCR-Katalysators ... 110
Abbildung 3.31: Investitionskosten für das SCR-Verfahren in einerFeuerungsanlage ... 111
Abbildung 3.32: Das SNCR-Verfahren ... 113
Abbildung 3.33: Das Aktivkohleverfahren ... 118
Abbildung 3.34: WSA-SNOX-Verfahren ... 119
Abbildung 3.35: DESONOX-Verfahren ... 120
Abbildung 3.36: Massenbilanz von Schwermetallen, Fluoriden und Chlorid in kohlebefeuerten Verbrennungsanlagen ... 123
Abbildung 3.37: Verbesserung des Wirkungsgrads von Energieerzeugungstechnologien seit 50 Jahren ... 129
Abbildung 3.38: CO_2-Ausstoß im Vergleich zum Wirkungsgrad ... 130
Abbildung 3.39: Spezifische CO_2-Emissionen im Vergleich zur Anlagengröße ... 130
Abbildung 3.40: CO_2-Emissionsbereiche der gegenwärtigen Technologien ... 131

Abbildung 3.41: REA-Abwasseraufbereitungsanlage 135
Abbildung 3.42: Zwei Emissionsüberwachungskonfigurationen 143
Abbildung 3.43: Beispiel für Verfahrenüberwachung und Überwachung der Luftemissionen in Kraftwerken 144
Figure 4.1: Coal- and lignite-fired power plants in EU-15 countries 159
Figure 4.2: Capacity and age of coal- and lignite-fired power plants in EU-15 countries 159
Figure 4.3: Age of coal- and lignite-fired power plants in EU-15 countries 160
Figure 4.4: Capacity weighted average age of coal- and lignite-fired power plants in EU-15 countries 160
Figure 4.5: Ball coal mill 164
Figure 4.6: Roller and race coal mill 165
Figure 4.7: Fan mill for lignite milling 166
Figure 4.8: New large lignite-fired power plant with cooling tower discharge 167
Figure 4.9: Examples of dry- and wet-bottom boilers operated in the EU 169
Figure 4.10: Different coal-burner configurations (main systems applied) 169
Figure 4.11: Tangentially-fired combustion chamber 170
Figure 4.12: Schematic of the bubbling fluidised bed boiler and the circulating fluidised bed boiler 171
Figure 4.13: CFBC boiler for burning low-sulphur coal 172
Figure 4.14: Schematic drawing of a bubbling bed PFBC system 174
Figure 4.15: Travelling grate-firing for coal combustion 175
Figure 4.16: Main features of an oxygen-blown IGCC 176
Figure 4.17: Flow sheet of an IGCC power plant operated in Spain 177
Figure 4.18: Retrofitting FGD technology into an existing plant 182
Figure 4.19: Wet FGD process with a spray tower 182
Figure 4.20: Heat displacement around the FGD unit 183
Figure 4.21: Large lignite-fired boiler that has applied primary measures to reduce the generation of NO_X emissions 184
Figure 4.22: The relationship between NO_X, CO and excess air at various sections in a 150 MW_{el} lignite-fired boiler 185
Figure 4.23: Closed gypsum storage facilities 189
Figure 4.24: Principle of axial and radial air staging 193
Figure 4.25: NO_X versus burner stoichiometry and firing system 193
Figure 4.26: Comparison of the NO_X values for some selected power plants 194
Figure 4.27: Arch-fired burner with fuel preheat 195
Figure 4.28: Changes in the existing boiler when applying coal-over-coal reburning 199
Figure 4.29: DS swirl burner integrated in an opposed fired boiler 200
Figure 4.30: NO_X emissions of several retrofitted boilers 201
Figure 4.31: Performance of the swirl burner using different coals 201
Figure 4.32: Hot-type ('Ignifluid') fluidised-bed technology 202
Figure 4.33: CFBC plant for high-sulphur lignite 205
Figure 4.34: Computerised optimisation system 209
Figure 4.35: Characterisation of combustion conditions through advanced monitoring systems 210
Figure 4.36: Results from PC arch-fired (anthracite) and front-wall-fired (bituminous + lignite) boilers 212
Figure 4.37: Efficiency improvement 217
Figure 4.38: Coal-fired boiler operated together with a gas turbine combined cycle 221
Figure 4.39: Industrial CFBC boiler 228
Figure 4.40: Influence of coal quality on the performance of the combustion plant 233
Figure 4.41: Total efficiency of coal-fired power plants in Europe in relation to capacity 233
Figure 4.42: Efficiency of coal-fired power plants in Europe in relation to the commissioning year 234
Figure 4.43: Increased efficiency of a hard coal-fired power plant-individual measures 235
Figure 4.44: Increased the efficiency of a hard coal-fired power plant –development of materials 236
Figure 4.45: Annual Production of CCPs in a 750 MW_e coal-fired power plant at 6000 hours full load (total production of CCPs = 154000 tonnes) 253
Figure 4.46: Production of CCPs in the EU-15 in 1999 254
Figure 4.47: Utilisation and disposal of CCPs in the EU-15 in 1999 254
Figure 4.48: Utilisation and disposal of CCPs in the EU-15 in 1999 255
Figure 4.49: Overview of CCP utilisation in the EU-15 in 1999 256
Figure 4.50: Pilot plant for lignite dying 282
Figure 5.1: Peat, wood and coal handling system 286
Figure 5.2: Spreader-stoker grate firing for solid fuels 288
Figure 5.3: Circulating fluidised bed boiler 290
Figure 5.4:Foster and Wheeler gasifier 291
Figure 5.5: Industrial CFB boiler with multi inlet cyclone applied for co-firing 293
Figure 5.6: The effect of biomass co-combustion on SO_2 emissions (500 MW_{th}, 1.2 % S in coal) 293
Figure 5.7: Fuel and bed material flow in a biomass fired CFBC boiler 297

Figure 5.8: BFBC boiler converted from a pulverised peat boiler 301
Figure 5.9: Straw firing combustion plant 308
Figure 5.10: Example of the mass stream of a peat-fired CFBC boiler 313
Figure 6.1: Heavy fuel oil boiler 347
Figure 6.2: Wet FGD process applied to a HFO fired boiler 354
Figure 6.3: SCR system applied to a stationary engine combustion plant 360
Figure 6.4: Retrofitted heavy fuel oil-fired power plant with SCR, wet FGD and a heat displacement system 365
Figure 6.5: Combined gas turbine-steam turbine-district heating power plant burning heavy fuel oil and natural gas 370
Figure 6.6: Sulphur and nitrogen contents in HFO (vacuum residues) according to their geographical origin 375
Figure 7.1: European natural gas network 409
Figure 7.2: Firing mode of gas turbines-worldwide status 410
Figure 7.3: Heavy duty gas turbine electricity generating unit 411
Figure 7.4: Gas turbine (159 MW) with a silo combustion chamber 411
Figure 7.5: First row of turbine vanes before and after turbine washing 412
Figure 7.6: Natural gas fired engine 414
Figure 7.7: Gas turbine combined cycle power plant 416
Figure 7.8: Recently built gas turbine combined cycle power plant in Belgium 417
Figure 7.9: Schematic of a combined cycle power plant with a heat recovery steam generator (HRSG) 418
Figure 7.10: Schematic of a topping cycle combined power plant 419
Figure 7.11: NO_X reduction by steam or water injection 424
Figure 7.12: Schematic of a DLN combustion chamber 425
Figure 7.13: HRSG design and SCR installation 427
Figure 7.14: SCR installation with vertical flow 427
Figure 7.15: North Sea oil platform 431
Figure 7.16: Principle sketch of Cheng Steam Injection Cycle 439
Figure 7.17: NO_X and CO emission as a function of steam ratio 440
Figure 7.18: Schematic representation of the catalyst system 442
Figure 7.19: NO_X emissions from offshore gas turbines with a DLN combustion chamber 457
Figure 7.20: Flow diagram of the combined cycle heat and power plant offshore 459
Figure 7.21: Example of a combined cycle power plant installed on an offshore platform on the Norwegian continental shelf 460
Figure 7.22: Grassmann diagram of a gas turbine with HRSG 462
Figure 8.1: CFB gasifier connected with a coal-fired boiler 493
Figure 8.2: Flow sheet of a gasifier concept 494
Figure 8.3: Wood gasification with gas cleaning 495
Figure 8.4: Co-combustion of coal and sewage sludge 496
Figure 8.5: Internal grates in pulverised coal-fired boiler 497
Figure 8.6: Injection of activated carbon into the flue-gas channel from a CFBB with co-combustion of sewage sludge 506
Figure 10.1: Ideal Carnot cycle 561
Figure 10.2: The simple ideal Rankine cycle 563
Figure 10.3: Deviation of an actual vapour power cycle from the ideal Rankine cycle 563
Figure 10.4: The effect of lowering the condenser pressure of the ideal Rankine cycle 565
Figure 10.5: The effect of superheating the steam to higher temperatures in the ideal Rankine cycle 565
Figure 10.6: The effect of increasing the boiler pressure in the ideal Rankine cycle 566
Figure 10.7: A supercritical Rankine cycle 566
Figure 10.8: The ideal reheat Rankine cycle 567
Figure 10.9: The ideal regenerative Rankine cycle with a closed feed-water heater 568
Figure 10.10: A closed cycle gas turbine engine 569
Figure 10.11: *T-s* and *P-v* diagrams for the ideal Brayton cycle 569
Figure 10.12: The deviation of an actual gas turbine cycle from the ideal Brayton cycle as a result of irreversibilities 570
Figure 10.13: Thermal efficiency of the Brayton cycle as a function of pressure ratio (r_P) and temperature (T_3) 571
Figure 10.14: Evaporative cooling and recuperative cycles 571
Figure 10.15: Intercooled cycle 572
Figure 10.16: Reheat cycle 572
Figure 10.17: An ideal co-generation plant 575
Figure 10.18: A co-generation plant with adjustable loads 575

List of tables

Table 1.1: Installed electrical capacity in EU-15 Member States ... 2
Table 1.2: Electric power gross generation in EU Member Sates in 1997 ... 3
Table 1.3: European energy balance summary from 1990 to 2030 (prospective (estimated) energy outlook) ... 5
Table 1.4: European energy balance summary from 1990 to 2030 (prospective (estimated) energy outlook) ... 6
Table 1.5: Potential emission pathways by source type and substance ... 11
Table 1.6: Contributions of emissions from different LCP categories to the total air emissions from IPPC installations operating in EU-15 in 2001 according to the European Pollutant Emission Register 2001 (EPER) ... 13
Table 1.7:Fuel bound nitrogen ... 14
Table 1.8: Annual emissions of heavy metals from combustion installations in EU-15 in 1990 ... 17
Table 1.9: Greenhouse gases: concentration changes, contribution to global warming and main sources ... 19
Table 1.10: Specific CO_2 emission factors for the main fuels burned in large combustion plants ... 20
Table 1.11: Greenhouse gas emissions and removals/sinks in 1996 ... 21
Table 1.12: List of water pollutants from large combustion plants ... 24
Table 2.1: CHP in EU-15 and CHP as a percentage of thermal and total electricity generation in 1998 ... 35
Table 2.2: Examples of energetic and exergetic efficiencies of different types of combustion plants ... 45
Table 2.3: Examples of effect of climatic conditions in Europe on the lost of efficiency of power plants ... 47
Tabelle 3.1: Primärmaßnahmen zur Emissionsminderung ... 53
Tabelle 3.2: Allgemeine Leistungsdaten der Geräte zur Staubabscheidung ... 64
Tabelle 3.3: REA in Großfeuerungsanlagen in EU-15 ... 67
Tabelle 3.4: Vergleich zwischen Zwangsoxidation und natürlicher Oxidation ... 69
Tabelle 3.5: Allgemeine Leistung der Kalk/Kalkstein-Nasswäscher zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen ... 89
Tabelle 3.6: Allgemeine Leistungsdaten der Meerwasserwäsche zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen ... 90
Tabelle 3.7: Allgemeine Leistungsdaten des Sprühtrockenwäschers zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen ... 91
Tabelle 3.8: Allgemeine Leistungsdaten verschiedener Sorbenseindüsungstechniken zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen ... 92
Tabelle 3.9: Allgemeine Leistungsdaten regenerativer Techniken zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen ... 93
Tabelle 3.10: DENOX (Sekundärmaßnahmen, außer Primärmaßnahmen) bei Großfeuerungsanlagen in EU-15 ... 94
Tabelle 3.11: Allgemeine Leistungsdaten von Primärmaßnahmen zur Verminderung von NO_X-Emissionen ... 104
Tabelle 3.12: Allgemeine Leistungsdaten von Primärmaßnahmen zur Verminderung von NO_X -Emissionen ... 105
Tabelle 3.13: Kostenberechung für SCR-Anlagen nach Kraftwerken als Funktion des Abgasvolumens ... 112
Tabelle 3.14: Allgemeine Leistungsdaten der Sekundärmaßnahmen zur Verminderung von NO_X-Emissionen ... 116
Tabelle 3.15: Allgemeine Leistungsdaten verschiedener Sorbenseindüsungstechniken zur Verminderung von Schwefeloxid/Stickstoffoxid-Emissionen ... 122
Tabelle 3.16: Beispiele der Kapazität und thermodynamischen Merkmale verschiedener Kühlsysteme für Anwendungen in der Energieindustrie ... 141
Table 4.1: Types of mills using different coal qualities ... 165
Table 4.2: Examples of re-use of residues and by-products from coal and lignite combustion ... 191
Table 4.3: Analysis of different test coals ... 196
Table 4.4: Overview of measured emissions (at 6 % O_2) ... 203
Table 4.5: Costs for an Ignifluid boiler ... 204
Table 4.6: Typical NO_X and SO_2 emissions for CFBC plants ... 207
Table 4.7: Application of advanced control technology in coal-fired boilers ... 211
Table 4.8: Typical reductions of NO_X emissions at PC power plants by the presented technology ... 211
Table 4.9: Comparison of relevant operational data before and after retrofitting primary NO_X control measures ... 214
Table 4.10: Measure emissions to the air in 1999 ... 215
Table 4.11: Average characteristics of the fired hard coal ... 215
Table 4.12: Concentration of impurities in the waste water from the condensate treatment and other sources of the steam generation process ... 216
Table 4.13: Concentration of impurities in the waste waters from the desulphurisation process ... 216
Table 4.14: Measured emissions to the air in 1999 ... 218
Table 4.15: Characteristics of the fired lignite ... 218
Table 4.16: Consumption of important auxiliary supplies in 1999 ... 219
Table 4.17: Concentrations of impurities in the waste water after the waste water treatment plant ... 219
Table 4.18: Residues generated in 1999 ... 219
Table 4.19: Investments for retrofitting ... 219
Table 4.20: Performance data at different operational states ... 221
Table 4.21: Measured emission levels in 1999 ... 223

Table 4.22: Consumption of important auxiliary supplies in 1999 ... 223
Table 4.23: Concentrations of pollutants in the waste water of the desulphurisation plant after treatment ... 224
Table 4.24: Residues generated in 1999 ... 224
Table 4.25: Measured emission levels in 1999 ... 226
Table 4.26: Consumption of important auxiliary supplies in 1999 ... 226
Table 4.27: Concentrations of impurities in the effluent of the cooling system ... 226
Table 4.28: Concentrations of impurities in the waste water of the desulphurisation plant after treatment ... 227
Table 4.29: Residues generated in 1999 ... 227
Table 4.30: Comparison of achieved and guaranteed pollutants emission values for three hard coal-fired fluidised bed boilers operated in Poland ... 229
Table 4.31: Indicative analyses of typical coals (general practice) ... 231
Table 4.32: Concentrations of heavy metals and trace elements in coals from different regions ... 232
Table 4.33: Typical energy efficiencies (LHV_{net}) for different LCP technologies ... 234
Table 4.34: Effect of the steam characteristics on efficiencies for different techniques ... 235
Table 4.35: Emissions (in concentration) to air from coal-fired combustion plants in normal operation and at constant load ... 238
Table 4.36: Specific emissions to air from coal-fired combustion plants in normal operation and at constant load ... 239
Table 4.37: Emissions to air from lignite-fired combustion plants in normal operation and at constant load ... 241
Table 4.38: Specific emissions to air from lignite-fired combustion plants in normal operation and at constant load ... 242
Table 4.39: Level of NO_X emissions for existing plants without secondary measures ... 243
Table 4.40: Combined heavy metal mass balances for various types of power plants ... 243
Table 4.41: Pathways of heavy metals in coal-fired combustion plants ... 244
Table 4.42: Mercury content in coal from different origins ... 245
Table 4.43 Mercury content in flue-gases downstream of the ESP ... 245
Table 4.44: Measured N_2O emission levels taken from different literature sources ... 246
Table 4.45: Emission levels of HCl and HF for plants with and without secondary measures ... 246
Table 4.46: Emission levels of dioxin and PAH from the combustion of different fuels ... 246
Table 4.47: Emissions to water from coal-fired combustion plants ... 247
Table 4.48: Emissions to water from coal-fired combustion plants ... 248
Table 4.49: Emissions to water from four different coal-fired combustion plants ... 249
Table 4.50: Emissions to water from four different coal-fired combustion plants ... 250
Table 4.51: Emissions to water from lignite-fired combustion plants ... 251
Table 4.52: Emissions to water from lignite-fired combustion plants ... 252
Table 4.53: Heavy metals of coal and some coal combustion residues (this data should be seen as examples because the variability is very highly dependent on the type of coal and installation) ... 257
Table 4.54: Input and output of metals in coal-fired combustion plants (this data should be seen as examples because the variability is very highly dependent on the type of coal and installation) ... 257
Tabelle 4.55: Zu betrachtende Techniken für das Entladen, Lagern und Umschlagen von Brennstoff ... 259
Tabelle 4.56: Zu betrachtende Techniken für die Brennstoffvorbehandlung ... 260
Tabelle 4.57: Zu betrachtende Techniken zur Verbesserung des Wirkungsgrads und der Brennstoffausnutzung ... 261
Tabelle 4.58: Zu betrachtende Techniken für die Erhöhung des Wirkungsgrads ... 262
Tabelle 4.59: Zu betrachtende Techniken für die Vermeidung und Verminderung von Staub und Schwermetallemissionen ... 263
Tabelle 4.60: Zu betrachtende Techniken für die Vermeidung und Verminderung von SO_2-Emissionen ... 264
Tabelle 4.61: Zu betrachtende Techniken für die Vermeidung und Verminderung von SO_2-Emissionen ... 265
Tabelle 4.62: Zu betrachtende Techniken für die Vermeidung und Verminderung von NO_X- und N_2O-Emissionen ... 266
Tabelle 4.63: Zu betrachtende Techniken für die Vermeidung und Verminderung von NO_X und N_2O-Emissionen ... 267
Tabelle 4.64: Zu betrachtende Techniken für die Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen ... 268
Tabelle 4.65: BVT für das Entladen, Lagern und Umschlagen von Stein- und Braunkohle sowie Zusatzstoffen ... 271
Tabelle 4.66: Spannen des thermischen Wirkungsgrads bei Anwendung der BVT-Maßnahmen ... 273
Table 4.67: BVT für Entstaubung von Abgasen aus stein- und braunkohlebefeuerten Anlagen ... 275
Tabelle 4.68: BVT zur Vermeidung und Verminderung von Schwefeldioxid aus stein- und braunkohlebefeuerten Anlagen ... 278
Tabelle 4.69: BVT für die Vermeidung und Verminderung von Stickstoffoxid bei stein- und braunkohlebefeuerten Anlagen ... 282
Tabelle 4.70: BVT für Abwasserbehandlung ... 284
Tabelle 4.71: Mit der Anwendung von BVT verbundene Emissionswerte einer Abwasseraufbereitungsanlage für nass arbeitende Entschwefelungseinrichtungen als repräsentative Musterwerte von 24-Stunden-Mischproben ... 285
Table 5.1: Summary of the results of the case study ... 300
Table 5.2: Mean qualities of the fuels used for the co-combustion experiments ... 303

Table 5.3: Quality of milled fuels for different proportions of biomass 303
Table 5.4: Atmospheric emissions: comparing the five different co-combustion tests and singular coal firing..... 303
Table 5.5: Characteristics of the coal and the wood chips and the maximum allowed concentrations of impurities in the wood chips..... 304
Table 5.6: Measured emission values for the co-combustion of waste wood chips..... 305
Table 5.7: Emission to the air in 1999 306
Table 5.8: Characteristics of the wood burned 307
Table 5.9: Quantities of ashes generated in 1999 307
Table 5.10: Data for three Danish straw-fired plants..... 309
Table 5.11: Costs of the three Danish straw-fired plants 309
Table 5.12: Technical data for the three example plants 310
Table 5.13: Measured atmospheric emissions in 2000/2001 312
Table 5.14: Contribution of the different fuel types to the total fuel consumption in plant B 312
Table 5.15: Average properties of different types of solid wood fuels..... 315
Table 5.16: Comparison of milled peat to other fossil fuels normally used in LCPs..... 317
Table 5.17: Emissions to air from biomass-fired combustion plants (data represents specific biomass fuel and may not necessarily be representative)..... 319
Table 5.18: Specific missions to air from biomass-fired combustion plants 319
Table 5.19: Emissions to air from peat-fired combustion plants 320
Table 5.20: Specific emissions to air from peat-fired combustion plants..... 320
Tabelle 5.21: Techniken zum Entladen, Lagern und Umschlagen von Brennstoff 323
Table 5.22: Techniken zur Brennstoffvorbehandlung 324
Table 5.23: Feuerungstechniken 324
Tabelle 5.24: Techniken zur Erhöhung des Wirkungsgrads 325
Tabelle 5.25: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Staub- und Schwermetallemissionen 326
Tabelle 5.26: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von SO_2-Emissionen aus torfbefeuerten Anlagen 327
Tabelle 5.27: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von NO_X- und N_2O-Emissionen..... 328
Tabelle 5.28: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen..... 329
Tabelle 5.29: Techniken zur Behandlung, Verminderung und Wiederverwendung von Verbrennungsrückständen 330
Tabelle 5.30: BVT für das Entladen, Lagern und Umschlagen von Biomasse, Torf und Zusatzstoffen 333
Tabelle 5.31: Bereiche der Thermischen Wirkungsgrade in Verbindung mit der Anwendung von BVT-Maßnahmen..... 335
Tabelle 5.32: BVT zum Entstauben der Abgase von biomasse- und torfbefeuerten Anlagen..... 336
Tabelle 5.33: BVT zur Vermeidung und Verminderung von Schwefeldioxiden aus torfbefeuerten Anlagen 338
Tabelle 5.34: BVT zur Vermeidung und Verminderung von Stickstoffoxid bei biomasse- und torfbefeuerten Anlagen 340
Tabelle 5.35: BVT für Verminderung von Wasserverunreinigungen..... 342
Table 6.1: Application of the presented advanced control technology in oil-fired boilers 364
Table 6.2: Atmospheric emissions in 1998..... 366
Table 6.3: Consumption of important auxiliary supplies in 1998..... 366
Table 6.4: Concentrations of impurities in the waste water from the desulphurisation plant after treatment..... 367
Table 6.5: Residues generated in 1998 367
Table 6.6: Atmospheric emissions from the boiler (single operation) in 1998..... 368
Table 6.7: Atmospheric emissions for a combined cycle operation in 1998 368
Table 6.8: Concentrations of impurities in the neutralised waste water from feed-water treatment..... 369
Table 6.9: Overview of measured emissions 371
Table 6.10: Measured emissions to water after treatment from flue-gas cleaning..... 371
Table 6.11: Investment and operating costs of the applied abatement techniques..... 372
Table 6.12: Emission levels of HFO and diesel power plants equipped with SCR 373
Table 6.13: General characteristics of liquid fuels 374
Table 6.14: Chemical properties of several typical heavy oils 374
Table 6.15: Properties of orimulsion 375
Table 6.16: Emissions to air from liquid-fuel-fired combustion plants in normal operation at constant load..... 377
Table 6.17: Emission levels of dioxin and PAH from the combustion of different fuels 378
Table 6.18: NO_X reduction of different low NO_X burner types 378
Table 6.19: NO_X control in process heaters..... 378
Table 6.20: Particulate emissions of liquid fuel-fired engines..... 378
Table 6.21: Typical NO_X emissions achievable with engine modifications 379
Table 6.22: NO_X optimised engine use..... 379
Table 6.23: Measured NO_X Emissions at diesel engine plants with SCR (mg/Nm^3)..... 379
Table 6.24: A primary method: water addition is used..... 380
Table 6.25: Emissions to water from oil-fired combustion plants in normal operation at constant load..... 381
Table 6.26: Emissions to water from oil-fired combustion plants in normal operation at constant load..... 382

Table 6.27 Residues from raw water conditioning 383
Table 6.28 Residues from waste water treatment Eurelectric 383
Table 6.29: Analysis of the bottom ash in two different plants 384
Table 6.30: Analysis fo the fly ashes of three different plants 384
Table 6.31: Analysis fo the filter cake of three plants 385
Table 6.32: Example of the elementary analysis of a press filter cake from a filter press in the waste water treatment plant operated in a power plant using HFO 386
Table 6.33: Techniken für Entladen, Lagern und Umschlagen von Flüssigbrennstoffen und Zusatzstoffen 388
Tabelle 6.34: Techniken zur Erhöhung des Wirkungsgrads von flüssigbrennstoffbefeuerten Kesseln 389
Tabelle 6.35: Techniken zur Erhöhung des Wirkungsgrads von flüssigbrennstoffbefeuerten Kesseln (Fortsetzung von Tabelle 6.28) 390
Tabelle 6.36: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Staub- und Schwermetallemissionen 390
Tabelle 6.37: Techniken (Primärmaßnahmen) zur Vermeidung und Verminderung von SO_2-Emissionen 391
Tabelle 6.38: Techniken (Sekundärmaßnahmen) zur Vermeidung und Verminderung von SO_2-Emissionen 392
Tabelle 6.39: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von NO_X- und N_2O-Emissionen 393
Tabelle 6.40: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen 394
Tabelle 6.41: BVT für Entladen, Lagern und Umschlagen von Flüssigbrennstoff und Zusatzstoffen 396
Tabelle 6.42: BVT zum Entstauben von Abgasen aus flüssigbrennstoffbefeuerten Anlagen 399
Tabelle 6.43: BVT zur Vermeidung und Verminderung von Schwefeldioxid aus flüssigbrennstoffbefeuerten Anlagen 400
Tabelle 6.44: BAT für Stickstoffoxid-Vermeidung und -Minderung bei flüssigbrennstoffbefeuerten Anlagen 402
Table 6.45: Emissionswerte in Verbindung mit einer BVT-Abwasseraufbereitungsanlage auf der Basis einer repräsentativen kombinierten 24-Stunden-Mischprobe 403
Tabelle 6.46: BVT für Abwasseraufbereitung 404
Tabelle 6.47: BVT zum Entstauben von Abgasen aus Viertaktmotoren durch Primärmaßnahmen an den Motoren 406
Tabelle 6.48: Mit BVT verbundene NO_X -Niveaus für mit flüssigem Brennstoff betriebene Motoranlagen mit SCR als BVT 408
Table 7.1: Indicative comparison of co-generation with separate power and heat generation 421
Table 7.2: Comparison of 1993 and 1999 NO_X control costs for gas turbines (retrofitting costs are not considered) 428
Table 7.3: NO_X and CO emission by applying water injection to a gas turbine 435
Table 7.4: Measured emission concentrations of a gas turbine with dry low NO_X combustion chamber 435
Table 7.5: NO_X emissions measured by using an SCR system at a gas turbine 437
Table 7.6: Operational data using an SCR system at a gas turbine 437
Table 7.7: Cost components for SCR at gas turbines 437
Table 7.8: Cost figures for SCR at gas turbines 437
Table 7.9: Emission levels of two gas-fired engine power plants equipped with SCR 438
Table 7.10: Achieved NO_X emission and thermal efficiency for conventional combustor turbines with modified fuel nozzle 440
Table 7.11: Costs and weight for a Cheng steam injection cycle on a GE LM 2500 package 441
Table 7.12: Emissions to air measured in 1999 444
Table 7.13: Operation modes of gas turbine and auxiliary firing 446
Table 7.14: Measured atmospheric emissions in 1998 446
Table 7.15: Consumption of important auxiliary supplies in 1999 447
Table 7.16: Efficiencies of a combined-cycle power plant without auxiliary firing 448
Table 7.17: Measured emissions to air in 1999 449
Table 7.18: Consumption of important auxiliary supplies in 1999 449
Table 7.19: Measured emission levels in 1999 450
Table 7.20: Consumption of important auxiliary supplies in 1999 451
Table 7.21: Concentrations of impurities in the waste water of the power plant 451
Table 7.22: Overview of the relevant gaseous fuels fired in large combustion plants 462
Table 7.23: An example composition of crude natural gas from an oil field in the North Sea 463
Table 7.24: Overview of efficiencies of gas fired LCPs 463
Table 7.25: Selected parameters and the NO_X emission levels for new gas turbines 465
Table 7.26: NO_X emissions for steady state full engine load 466
Table 7.27: Emissions to air from gaseous-fuel-fired combustion plants 467
Tabelle 7.28: Techniken für die Lieferung und Lagerung von gasförmigem Brennstoff und flüssigen Zusatzstoffen 470
Tabelle 7.29: Techniken zur Erhöhung des Wirkungsgrades von mit gasförmigem Brennstoff befeuerten Kesseln und Turbinen 471
Tabelle 7.30: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von NO_X- und CO-Emissionen 472
Tabelle 7.31: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von NO_X - und CO-Emissionen 473
Tabelle 7.32: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen 473

Tabelle 7.33: Zu betrachtenden Techniken bei der Bestimmung von BAT für Anlagen vor der Küste 475
Tabelle 7.34: BVT zum Liefern und Umschlagen von gasförmigen Brennstoffen 477
Tabelle 7.35: Wirkungsgrad von Gasfeuerungen in Verbindung mit BVT-Anwendung (basierend auf ISO-Bedingungen) 479
Tabelle 7.36: BVT für die Verminderung von NO_X- und CO-Emissionen aus einigen gasgefeuerten Anlagen 481
Tabelle 7.37: BVT für die Verminderung von NO_X- und CO-Emissionen aus einigen gasgefeuerten Anlagen 482
Table 8.1: Mean quality of hard coal and sewage sludge before and during co-combustion 501
Table 8.2: Concentrations of impurities in the flue-gas with and without co-combustion 501
Table 8.3: Quality of residues with and without co-combustion 502
Table 8.4: Atmospheric emissions for co-combustion of sewage sludges and singular combustion of hard coal during a test period of 10 weeks in 1996 504
Table 8.5: Elementary analysis of sewage sludges from two sewage plants 504
Table 8.6: Concentration ranges of impurities in the sewage sludges from different sewage plants during the test period 505
Table 8.7: Characteristics of the lignite and the sewage sludge 506
Table 8.8: Types of secondary fuel co-combusted in LCPs 508
Table 8.9: Example of coal/lignite and sewage sludge compositions 509
Table 8.10: Examples of waste wood types composition used in LCPs 510
Table 8.11: Variation of impurities in different wood-secondary fuel mixtures 510
Table 8.12: Experience with co-combustion in some LCPs in some EU Member States and the US 512
Table 8.13: Examples of some of the effects of co-combustion on LCP efficiency 513
Table 8.14: Effects caused by secondary fuel when co-combusted in LCPs 514
Table 8.15: Estimates of current and projected annual operating costs for retrofitting mercury emission control technologies 517
Table 8.16: Effect of co-combustion on combustion residues 519
Table 8.17: Effect of co-combustion on combustion residues 520
Tabelle 8.18: Techniken der Lagerung und des Umschlags von Ersatzbrennstoffen 521
Table 8.19: Techniken zur Vorverbrennung von Ersatzbrennstoffen 522
Tabelle 8.20: Techniken der Zuführung von Ersatzbrennstoffen in die Feuerung 523
Table 8.21: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Luftemissionen durch Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen 524
Tabelle 8.22 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Luftemissionen durch Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen 525
Table 10.1: Thermodynamic comparison of gas turbine, steam turbine and combined cycle processes 573
Table 10.2: Comparison of different combustion techniques with and without CO_2 removal 579
Table 10.3: Comparison of different combustion techniques with and without CO_2 removal 580

UMFANG UND STRUKTUR DES DOKUMENTS

Dieses BVT-Merkblatt umfasst allgemein Feuerungsanlagen mit einer Nenn-Feuerungswärmeleistung von 50 MW und darüber, die im Anhang I der IVU-Richtlinie angegeben sind; sofern es technisch relevant ist, werden jedoch auch Anlagen mit einer Nenn-Feuerungswärmeleistung von unter 50 MW behandelt, da kleinere Blöcke zu einer größeren Anlage mit über 50 MW kombiniert werden können. Folglich bezieht sich diese Darstellung auf alle Arten konventioneller Kraftwerksanlagen (z.B. Kesselanlagen von Versorgungsunternehmen, Kombikraftwerke, Fernwärmeanlagen usw.) für mechanische Energie- und Wärmeerzeugung. Sofern sie mit konventionellem Brennstoff befeuert werden, sind auch industrielle Feuerungsanlagen mit einbezogen. Als Indikator für die Bestimmung konventioneller Brennstoffe dient ihre kommerzielle Verfügbarkeit. Die Klassifizierungskriterien für einen Brennstoff als "konventionell' bleiben in ihrer bekannten Zusammensetzung relativ konstant und gelten in der Praxis i.d.R. normativ. Steinkohle, Braunkohle, Biomasse, Torf, flüssige und gasförmige Brennstoffe (einschließlich Wasserstoff und Biogas) werden als konventionelle Brennstoffe betrachtet.

Folgende Feuerungsanlagen an Industriestandorten beispielsweise fallen nicht unter dieses BVT-Merkblatt über Großfeuerungsanlagen:

- Feuerungsanlagen, bei denen prozessbezogene Restmengen oder Nebenprodukte als Brennstoff Anwendung finden wie beispielsweise die in der Zellstoff- und Papierindustrie verwendeten Schwarzlaugenkessel oder Feuerungsanlagen, die Raffinerie-Heizgas und Flüssigbrennstoffe benutzen, die nicht als reguläre Brennstoffe auf dem Brennstoffmarkt vertrieben werden können.
- Anlagen, bei denen der Feuerungsprozess fester Bestandteil einer speziellen Produktion ist wie beispielsweise in der Eisen- und Stahlindustrie sowie Zellstoff- und Papierindustrie eingesetzte Koksöfen oder Zementöfen für die Zementproduktion.

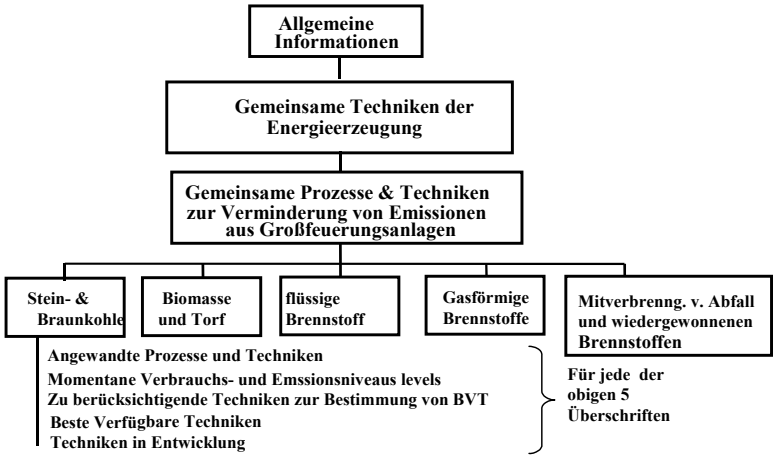
Die Mitverbrennung eines gewissen Prozentsatzes von Ersatzbrennstoffen, beispielsweise Abfall, wieder gewonnener Brennstoff, Klärschlamm oder Brennstoff auf Biomassebasis (kontaminiertes Holz) wird derzeit in verschiedenen Feuerungsanlagen in Europa praktiziert. Da möglicherweise Unterschiede im Feuerungsprozess beim Einsatz dieser Brennstoffe bestehen, wurde beschlossen, der Mitverbrennung ein gesondertes Kapitel in diesem BVT-Merkblatt zu widmen (d.h. Kapitel 8).

Im Rahmen dieses BVT-Merkblatts wird davon ausgegangen, dass Ersatzbrennstoffe eine Vorbehandlung durchlaufen, ehe sie in die Großfeuerungsanlage eingespeist werden. Dazu gehört das anfängliche Separieren der brennbaren Bestandteile von den nicht brennbaren. Diese Punkte der Vorbehandlung (z.B. Sortierung, Zerkleinerung, Aufbereitung) werden im BVT-Merkblatt für Abfallbehandlung dargestellt.

Großfeuerungsanlagen werden entsprechend den an sie gestellten Forderungen und Bedingungen klassifiziert und betrieben. Sie untergliedern sich in Grundlastanlagen, Mittellastanlagen und Höchstlastanlagen. Ihre Last kann zwischen Teillast bis Volllast variieren, ebenso ihre Betriebsstunden, angefangen von wenigen Stunden Energieerzeugung pro Jahr bis hin zum Vollzeitbetrieb. Aufgrund dieser Variationsbreite kann in diesem BVT-Merkblatt möglicherweise nicht jeder verschiedene Betriebsmodus bei den BVT-Schlussfolgerungen berücksichtigt werden.

Dieses BVT-Merkblatt bezieht nicht nur die Feuerungseinheit mit ein sondern auch vor- bzw. nachgelagerte Bereiche, die direkt mit dem Feuerungsprozess verbunden sind. Folglich werden in diesem Dokument sowohl die Bereitstellung des Brennstoffs sowie auch die Abgasbehandlung, die Behandlung von Feuerungsrückständen und Rohwasser beschrieben.

Die Wärme- und Energieerzeugung bildet in Europa einen industriellen Sektor für sich. Die Energieerzeugung mittels fossiler Brennstoffe beruht auf vielfältigen Brennstoffenarten, die allgemein nach ihrem Aggregatzustand in feste, flüssige und gasförmige Brennstoffen eingeteilt werden. Aus diesem Grund verläuft die Abhandlung in diesem BVT-Merkblatt in vertikaler Richtung, d.h. Brennstoff für Brennstoff, wobei jedoch gemeinsame Aspekte und Verfahren in den drei Einführungskapiteln zusammen beschrieben werden. Das Strukturschema dieses BVT-Merkblatts wird in folgender Grafik dargestellt:



Struktur des BVT-Merkblatts für Großfeuerungsanlagen

1 GENERAL INFORMATION

1.1 Industry overview

The growth in world consumption of commercial primary energy (coal, oil, gas) was very buoyant during the 1960s, with a mean annual increase of 5 % from 1960 to 1973. However, world growth experienced a distinct slowdown after the first oil crisis in 1979 (growth reduced to +3.1 % per year from 1973 to 1979) and even fell after the second oil crisis in 1979 (consumption fell by -0.7 % per year from 1979 to 1982).

From 1983, and particularly after 1986, with the recovery from the oil crises (reflected by a reduction in oil prices by half) and with the return to stronger economic growth in industrialised countries, the increase in energy consumption has resumed, with higher growth rates returning (+3 % from 1983 to 1989).

After stagnating in 1990 and then increasing by about 0.5 % in 1991, world energy demand remained roughly constant in 1992, although with considerable regional contrasts, i.e. moderate growth in the US (+1.8 %), strong growth in Asia (+5 %), a substantial reduction in Eastern Europe (-8 %) and virtual stagnation in Western Europe [4, OSPAR, 1997].

Figure 1.1 shows the worldwide energy sources in the power-generating sector for 1995.

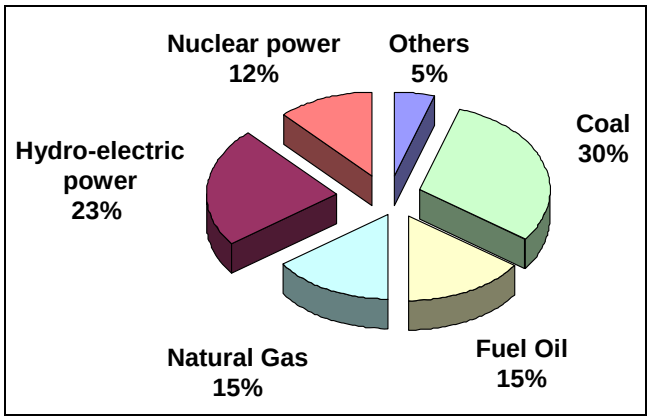


Figure 1.1: Worldwide energy sources in the power-generating sector (1995) [32, Rentz, et al., 1999]

Around half of the electricity generated worldwide is produced from different fossil fuels, with 30 % being generated from coal [133, Strömberg, 2001].

Figure 1.2 shows the major differences in the use of different energy sources combusted for power generation between different world regions in 1997.

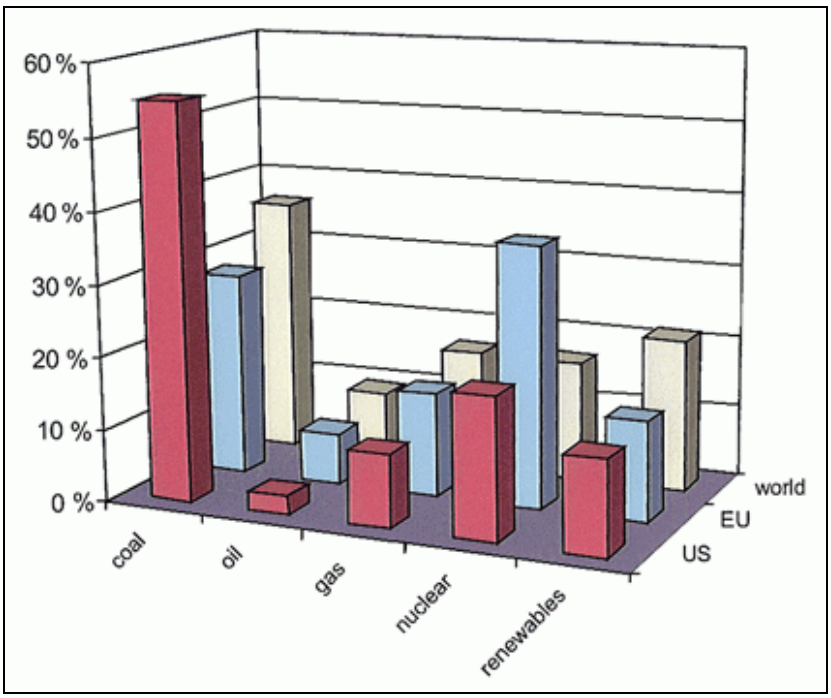


Figure 1.2: Energy consumption for electricity generation by fuel (1997)
[105, Steen, 2001]

In 1997, there were in the region of 1214 companies generating electrical and thermal energy throughout the EU. In addition, there were approximately 590 industrial companies operating industrial combustion plants and producing electrical and thermal energy to cover their own plant's demand.

Also in 1997, about 90 % of the entire power generation of electricity in the EU of approximately 2423 TWh gross, was carried out by plants owned by large electricity generating companies, with only about 10 % being accounted for by industrial combustion plants.

Although the high tension and the extra high tension grid used for the transmission of electricity was operated by only 35 companies in the EU, power distribution to the end-customer was carried out by 2050 companies (status: 1997).

In 1997, the plant capacity installed Europe-wide amounted to a total of approximately 580 GW (recorded as 'net electrical capacity'), including approximately 307 GW (approximately 53 %) of conventional thermal power stations. Table 1.1 shows the subdivision of electric power generation plants.

Type of power plant		**GW**	**% of total**
Fossil fuel-fired power plants	Steam	249.679	43.03
	Gas turbines	25.310	4.36
	Combined cycles	25.776	4.44
	Internal combustion	5.873	1.01
Nuclear power plants		124.151	21.40
Hydropower plants	Total installed capacity	116.189	20.02
	Pumped storage	29.686	5.12
Geothermal		0.539	0.1
Wind		3.024	0.51
Total capacity of all installed plants		580.227	

Table 1.1: Installed electrical capacity in EU-15 Member States
[58, Eurelectric, 2001]

In the European Union all available types of energy sources are used for electric and thermal power generation. The type of fuel used for energy generation in each EU Member State is largely influenced by national fuel resources such as the local or national availability of coal, lignite, natural gas or oil. For example, in Greece and in parts of Germany and Poland significant lignite resources are available for energy generation. In Finland and Ireland, for instance peat is an important domestic energy source and, therefore, an important cornerstone of the national energy policy. In France, where nuclear power stations are applied to provide the major part of the nations energy demand, the use of fossil fuel is mainly restricted to a small number of peak-load plants.

Combustion plants are applied in the EU, according to their owners demands and requirements, as large utility plants or as industrial combustion plants providing electricity, steam, or heat to industrial production processes. Large combustion plants are classified and operated according to the demands and requirements of them. For the electricity supply industry, they are thus classified as: base-load, middle-load or peak-load plants. They can also be applied as spinning reserve power plants (mainly gas turbines which are operated as stand-by units), i.e. plants which are operated only to assure grid stability for densely populated urban areas or as emergency units. In this sense, their loading can vary from part load up to full load, and their operating hours can also vary, from just a few hours of energy generation per year up to full time operation.

The fossil fuels used are hard coal, lignite, petroleum products, natural gas, derived gases, biomass and peat and other fuels (e.g. tar, bitumen, petroleum coke). Nuclear energy is the second biggest source of electrical power generation, with a share of approximately 35 %. Renewable energies, among them in particular hydropower, generate approximately 14 % of the total (see Table 1.2).

Type of fuel		**Total gross electric power generation (GWh)**	**% of total**
Fossil fuel-fired power plants	Hard coal	471797	19.5
	Lignite	183140	7.6
	Petroleum products	185755	7.7
	Natural gas	332331	13.7
	Derived gases	27793	1.1
	Other fuels	7707	0.3
Biomass and peat		27283	1.1
Nuclear		859894	35.5
Hydro		316116	13.0
Geothermal		3957	0.2
Wind		6909	0.3
Total gross generation		2422682	

Table 1.2: Electric power gross generation in EU Member Sates in 1997 [58, Eurelectric, 2001]

The net production supplied to the grid was reported to be approximately 2300000 GWh (2300 TWh). The auxiliary power consumption of the power stations thus amounted to approximately 5.1 %.

As it accounts for over 50 % of the power generation, conventional thermal electricity predominates in Europe. However, examination of the development of the individual energy sources used in power stations since 1990 reflects the changing emphasis of European energy policy over that period, i.e. the growing influence of environmental-political decisions. Therefore, whilst the amount of electric power generated from fossil fuel energy sources increased by about 16 % and demand increased by about 14 %, the amount of electrical power generated from renewable energy sources (including hydropower and biomass) shows an above average increase of approximately 20 %.

Within the wide range of fossil energy sources used for electric power generation there have been some very different developments:

During the period under review (1990-1997), hard coal decreased by approximately 14 %, whereas natural gas showed an increase of approximately 134 %, and lignite increased by 49 %; although the increase in lignite can be solely accounted for by the inclusion of plants in the former East Germany, following German reunification.

Table 1.3 and Table 1.4 provides a summary of the most important figures concerning energy generation and consumption in the EU.

EUROPEAN UNION: Energy balance summary												
							Annual change					
	1990	1997	2000	2010	2020	2030	1990/1997	1997/2000	2000/2010	2010/2020	2020/2030	2000/2030
Population (million)	365.3	374.1	375.7	376.3	371.6	362.4	0.3 %	0.1 %	0.0 %	-0.1 %	-0.2 %	-0.1 %
GDP (USD_{95} x 10^9ppa)	6806.1	7529.4	8163.8	10032.5	12157.1	13996.1	1.5 %	2.7 %	2.1 %	1.9 %	1.4 %	1.8 %
Per capita GDP (USD_{95} x 10^3/cap)	18.6	20.1	21.7	26.7	32.7	38.6	1.1 %	2.6 %	2.1 %	2.1 %	1.7 %	1.9 %
Gross inland consumption/GDP (t/(USD_{95} x 10^3)	194.0	187.8	178.4	152.0	133.5	120.1	-0.5 %	-1.7 %	-1.6 %	-1.3 %	-1.1 %	-1.3 %
Gross inland consumption/capita (t/cap)	3.6	3.8	3.9	4.1	4.4	4.6	0.6 %	0.8 %	0.4 %	0.8 %	0.6 %	0.6 %
Electric generation./capita (kWh/cap)	5.9	6.4	6.4	7.1	8.4	9.9	1.2 %	0.0 %	1.0 %	1.7 %	1.6 %	1.4 %
CO_2 emissions (million tonnes of C)	869.4	858.5	903.0	927.4	1010.0	1057.4	-0.2 %	1.7 %	0.3 %	0.9 %	0.5 %	0.5 %
CO_2 emissions/capita (tonnes of C/cap)	2.4	2.3	2.4	2.5	2.7	2.9	-0.5 %	1.6 %	0.2 %	1.0 %	0.7 %	0.6 %
Primary production (million tonnes)	n.a.	725.2	774.6	631.7	612.1	595.4	n.a	2.2 %	-2.0 %	-0.3 %	-0.3 %	-0.9 %
Solids	212.8	126.6	125.6	101.4	105.8	110.1	-7.1 %	-0.3 %	-2.1 %	0.4 %	0.4 %	-0.4 %
Oil	123.7	163.5	167.4	82.1	47.1	38.7	4.1 %	0.8 %	-6.9 %	-5.4 %	-1.9 %	-4.8 %
Natural gas	131.2	179.3	213.9	167.0	170.6	140.3	4.6 %	6.1 %	-2.4 %	0.2 %	-1.9 %	-1.4 %
Nuclear	154.8	184.9	203.4	208.4	204.9	211.0	2.6 %	3.2 %	0.2 %	-0.2 %	0.3 %	0.1 %
Hydro + geothermal	24.0	27.5	27.6	29.0	30.2	31.0	1.9 %	0.2 %	0.5 %	0.4 %	0.3 %	0.4 %
Traditional biomass	17.2	17.0	17.3	18.2	19.2	20.4	-0.2 %	0.5 %	0.5 %	0.6 %	0.6 %	0.6 %
Other renewables	n.a.	26.4	19.4	25.6	34.1	43.9	n.a.	-9.7 %	2.8 %	2.9 %	2.6 %	2.8 %
Net imports (million tonnes)	639.6	658.2	681.8	893.2	1011.1	1085.0	0.4 %	1.2 %	2.7 %	1.2 %	0.7 %	1.6 %
Solids	90.2	96.9	106.4	110.3	154.9	197.4	1.0 %	3.2 %	0.4 %	3.4 %	2.5 %	2.1 %
Oil	432.8	435.9	441.1	540.7	599.3	602.8	0.1 %	0.4 %	2.1 %	1.0 %	0.1 %	1.0 %
Natural gas	89.4	117.6	134.3	242.3	256.9	284.9	4.0 %	4.5 %	6.1 %	0.6 %	1.0 %	2.5 %
Electricity	2.3	0.7	-0.1	-0.1	-0.1	-0.1	-16.3 %	n.a.	0.0 %	0.0 %	0.0 %	0.0 %
Gross inland consumption (million tonnes)	1320.6	1413.8	1456.4	1524.9	1623.2	1680.4	1.0 %	1.0 %	0.5 %	0.6 %	0.3 %	0.5 %
Solids	303.0	223.5	232.0	211.7	260.7	307.4	-4.3 %	1.3 %	-0.9 %	2.1 %	1.7 %	0.9 %
Oil	556.5	599.4	608.6	622.7	646.4	641.5	1.1 %	0.5 %	0.2 %	0.4 %	-0.1 %	0.2 %
Gas	220.6	296.9	348.2	409.3	427.6	425.2	4.3 %	5.5 %	1.6 %	0.4 %	-0.1 %	0.7 %
Others	n.a.	297.6	267.6	281.1	288.5	306.3	n.a.	-3.5 %	0.5 %	0.3 %	0.6 %	0.5 %

Table 1.3: European energy balance summary from 1990 to 2030 (prospective (estimated) energy outlook) [77, IEPE/IPTS, 2000]

EUROPEAN UNION: Energy balance summary												
							Annual change					
	1990	1997	2000	2010	2020	2030	1990/1997	1997/2000	2000/2010	2010/2020	2020/2030	2000/2030
Electricity generation (TWh)	2164.9	2444.0	2463.9	2732.1	3193.9	3646.9	8.1 %	1.8 %	12.5 %	14.5 %	16.3 %	1.3 %
Thermal	1153.6	1218.4	1275.3	1479.2	1890.1	2258.3	0.8 %	1.5 %	1.5 %	2.5 %	1.8 %	1.9 %
of which:												
Coal	n.a.	n.a.	0.0	166.7	457.2	801.7	n.a.	n.a.	240.3 %	10.6 %	5.8 %	58.5 %
Gas turbines	46.2	149.0	263.6	444.2	544.8	642.1	18.2 %	20.9 %	5.4 %	2.1 %	1.7 %	3.0 %
Biomass	14.8	24.2	27.3	31.9	35.6	38.3	7.3 %	4.0 %	1.6 %	1.1 %	0.7 %	1.1 %
Nuclear	720.2	859.9	803.9	823.8	816.5	855.9	2.6 %	-2.2 %	0.2 %	-0.1 %	0.5 %	0.2 %
Hydro + geothermal	279.3	319.5	321.4	337.4	351.6	361.0	1.9 %	0.2 %	0.5 %	0.4 %	0.3 %	0.4 %
Solar	0.0	0.0	0.2	2.2	7.4	11.9	27.5 %	63.5 %	30.6 %	13.0 %	4.8 %	15.7 %
Wind	0.2	7.5	15.2	35.7	72.4	103.8	73.7 %	26.6 %	8.9 %	7.3 %	3.7 %	6.6 %
Small hydro	11.6	38.7	48.0	53.7	55.9	56.0	18.8 %	7.4 %	1.1 %	0.4 %	0.0 %	0.5 %
CHP	56.6	226.0	177.5	236.8	247.8	230.7	21.9 %	-7.7 %	2.9 %	0.5 %	-0.7 %	0.9 %
Generation capacity (GW_e)	392.3	546.5	593.9	743.0	840.4	946.4	4.9 %	2.8 %	2.3 %	1.2 %	1.2 %	1.6 %
Thermal	192.0	300.8	338.9	471.6	541.9	621.9	6.6 %	4.1 %	3.4 %	1.4 %	1.4 %	2.0 %
Nuclear	92.4	124.0	124.0	120.0	118.4	123.7	4.3 %	0.0 %	-0.3 %	-0.1 %	0.4 %	-0.0 %
Hydro + geothermal	105.5	110.6	112.3	118.9	124.0	127.5	0.7 %	0.5 %	0.6 %	0.4 %	0.3 %	0.4 %
Solar + wind + small hydro	2.4	11.2	18.7	32.5	56.1	73.2	24.6 %	18.6 %	5.7 %	5.6 %	2.7 %	4.7 %
Average load factor (%)	62.7	50.2	46.4	41.1	42.5	43.2	-3.1 %	-2.6 %	-1.2 %	0.3 %	0.2 %	-0.2 %
Fuel input for thermal power generation (million tonnes)	n.a.	292.7	291.4	299.7	365.1	416.3	n.a.	-0.1 %	0.3 %	2.0 %	1.3 %	1.2 %
Solids	n.a.	187.4	192.1	178.6	230.6	281.5	n.a.	0.8 %	-0.7 %	2.6 %	2.0 %	1.3 %
Oil	43.5	39.9	31.5	28.2	29.2	24.0	-1.2 %	-7.6 %	-1.1 %	0.3 %	-1.9 %	-0.9 %
Gas	32.9	65.4	67.8	92.9	105.3	110.9	10.3 %	1.2 %	3.2 %	1.3 %	0.5 %	1.7 %
Average thermal efficiency (%)	n.a.	35.8	37.6	42.4	44.5	46.6	n.a.	1.7 %	1.2 %	0.5 %	0.5 %	0.7 %
Final energy consumption	n.a.	n.a.	1059.6	1129.9	1197.7	1233.0	n.a.	n.a.	0.6 %	0.6 %	0.3 %	0.5 %
Solids	n.a.	n.a.	42.2	40.2	42.5	42.6	n.a.	n.a.	-0.5 %	0.5 %	0.0 %	0.0 %
Oil	n.a.	n.a.	538.4	554.7	576.6	579.5	n.a.	n.a.	0.3 %	0.4 %	0.1 %	0.2 %
Gas	n.a.	n.a.	240.6	266.0	268.3	260.7	n.a.	n.a.	1.0 %	0.1 %	-0.3 %	0.3 %
Heat	16.9	22.7	22.6	23.4	24.3	25.3	4.3 %	-0.2 %	0.4 %	0.4 %	0.4 %	0.4 %
Electricity	156.7	176.7	187.5	212.8	248.8	282.9	1.7 %	2.0 %	1.3 %	1.6 %	1.3 %	1.4 %
Renewables	n.a.	n.a.	28.4	32.7	37.1	41.9	n.a.	n.a.	1.4 %	1.3 %	1.2 %	1.3 %
by sector:												
Industry	345.1	350.8	359.1	375.9	386.1	383.0	0.2 %	0.8 %	0.5 %	0.3 %	-0.1 %	0.2 %
Transport	n.a.	296.5	309.8	336.2	357.8	371.7	n.a.	1.5 %	0.8 %	0.6 %	0.4 %	0.6 %
Domestic, tertiary and agriculture	340.5	374.4	390.7	417.8	453.8	478.3	1.4 %	1.4 %	0.7 %	0.8 %	0.5 %	0.7 %

Table 1.4: European energy balance summary from 1990 to 2030 (prospective (estimated) energy outlook) [77, IEPE/IPTS, 2000]

1.2 Economic situation

The process of deregulation and the opening-up of electricity markets is an ongoing worldwide phenomenon. The principle objective is to increase competition across the sector and thereby encourage the reduction of generation, transmission, distribution and supply costs to the benefit of both industrial and domestic consumers.

In parallel with the liberalisation of the electricity market there is a move towards the use of economic instruments to achieve national and international energy and environmental policy objectives. These instruments take various forms including taxes, incentives and market-based trading opportunities.

The opening-up of the European market began at the end of the 1980s, with the United Kingdom leading the way. Subsequently in 1996 the European Union introduced the Internal Electricity Market (IEM) Directive (96/92/EC), which required Member States to open-up up to 25 % of their markets to competition, although they remained free to take their market opening-up process even further. The degree of actual market opening varies throughout the EU, from a full open market in the United Kingdom, Germany, Spain, Finland and Sweden to a partially open market in other countries such as France and Italy.

The process of market development continues in a nationally determined stepwise process in Member States, even after full market opening. Disparities between national systems are due to the particular competition model a national government adopts, such as negotiated or third party access or the single buyer system. Consequently, the condition of regulations across Member States varies greatly on account of a number of factors. This is only to be expected, as the market structures evolved separately.

Cases of cross-border policy and technical alignment depend to a large extent on the size of the countries concerned, their history of co-operation with each other and indeed whether they are land-locked. The internal geography of a Member State can have a significant influence, simply due to the availability of natural resources and their physical impact on transmission grid systems. For example, in Sweden and Finland most hydropower generating capacity is in the north, so it supplies the more densely populated southern regions via long transmission lines, however nuclear stations are located in the south. Whereas in Germany, a hub-system model exists, arising from the heavy concentration of production plants in particular areas with the a consequent development of transmission systems from these areas.

A key objective of the IEM Directive is to open up domestic electricity markets to international competition. This requires significant changes to national systems. This can include privatisation, unbundling and the imposition of appropriate regulatory systems. In countries where vertically integrated utilities exert practically full control over electricity production, transmission and supply, then deregulation also provides opportunities for new entrants to penetrate the market and thereby stimulate competition.

A number of significant issues effectively impede full international competition. These include issues such as cross-border transmission pricing, the extent of overcapacity in some systems and bottlenecks in grid interconnection capacities between nations or states. Clearly it will take some time for international markets to develop to such an extent that genuine and widespread international competition exists.

As markets open up to competition, this can have a significant impact on a range of factors relating to the operation and regulation of large combustion plants, and which may be taken into account in determining the appropriateness of particular techniques to reduce emissions to air, water and land. The need for some plants to manage specific customer requirements including auxiliary services, such as maintaining voltage and frequency, leads to load following, peak load production and black start capability. These include, but are not limited to, the following: [58, Eurelectric, 2001].

- security of the energy supply. This can affect the levels of excess capacity in a system and the extent of fuel diversity, although the capacity is itself influenced by the need for spinning reserve and the availability of fuel storage
- cost of fuel
- the level of system security that is required by any given market can significantly influence factors such as the redundancy in plant design, with a direct influence on investment costs and the level of electricity price required to remunerate investment
- the impact of market shape (i.e. load duration curves), which together with factors such as the marginal cost of generation can influence the level of utilisation of particular types of plant, availability requirements and the level of excess capacity
- remuneration structures within particular markets, including whether they operate contract markets, balancing markets, trading via an electricity pool, capacity payments, etc.
- the level of the forward price within the market and the structure of price in relation to plant utilisation and generation costs, which may influence the ability of a given market to remunerate investments
- the extent to which tariffs in a particular market are fixed to control the supply or consumption of electricity produced by a given technique or sourced from a particular fuel, so as to support individual Member State energy policy requirements. Other instruments are also used by Member States to achieve these objectives, including carbon, energy and pollutant taxes
- the need for a particular plant to manage specific customer interface requirements, including ancillary services such as maintaining system voltage and frequency, load-following and load structure, black start capability and the specific need to meet local grid constraints, all of which can have a marked impact on the operational characteristics of such a plant
- the interaction of connected markets, such as in systems where gas and electricity grids create the opportunity for hedging between gas supply and electricity generation based on fuel price differentials, which can also be driven by short-term demand
- grid infrastructure and the particular charging structure within a specific market can have plant-specific implications, e.g. transmission loss, grid access and the use of system charges, together with the extent of constrained on or off running
- regulatory incentives within particular markets to encourage embedded and distributed generation. These can also have an influence on the level of renewable generation where national targets can be achieved through additional support mechanisms including supplier obligations or subsidies.

Location of combustion installations

It is general practice throughout Europe to locate fossil fuel-burning power generating plants in such a location to incur the minimum costs for installation and operation, allowing for a number of contributing factors related to the area where the plant is located and the infrastructure to support its operation. Each of these factors varies in significance according to local and national considerations, but in many cases the availability of a connection to the electricity transmission/distribution system, the proximity of the electrical demand, and the availability of water for the cooling systems, and the proximity of mining zones/seaports have often been predominant factors in selecting the location for large combustion plants. In the past, forecasts of future power demands for individual countries, and the optimum long-term costs for the preferred type of plant, have determined the chosen size and location of power generating plants.

Other factors are often of lower importance when selecting the location of a large combustion plant. The availability of suitable land, the visual and air quality impact on the local environment, and the access for the delivery and storage of fuels, are often factors that influence the design and positioning of a power generating plant. However, these factors are often considered in detail only when the general location has been determined, and do not usually override the decision to proceed with the plant installation.

With the widespread expansion of energy infrastructures taking place in Europe, there are also changes to the relative influence of each factors used when selecting the location of the power generating plant. It is now easier to bring the fuel and power connections to the right location for the plant, rather than to choose the location according to the existing infrastructure. The significant increase in the use of natural gas as a fuel has now resulted in a greater level of gas supply infrastructure, making gas more widely available at the pressure and quantity required for the operation of the gas turbines for power generation, with low transportation costs and no site fuel storage requirements. The expansion of the integrated electricity distribution system has widened the options for achieving good connections for the power generating plant to supply power into the system. New switchgear and control systems are also enabling more safe and effective connections.

There is an increasing availability of locations that meet the main requirements for power generating plants. At the same time, changes in power generating and abatement techniques have significantly increased the efficiency of power generation, as well as providing far cleaner exhaust gases than earlier plants burning fossil fuels. The use of gas turbines for power generation, and the development of new combustion plants and exhaust gas treatments have resulted in power plants that can use a range of gaseous, liquid or solid fuels, all emitting far less pollutants per unit of power generated than previously. Newer plants are frequently far smaller than older plants with an equivalent output, and building gas-fired plants avoids the need for land area for fuel storage. The overall impact that new plants have on their local environment is significantly less compared to older plants.

Additionally, following the recent changes and market opening of the European gas and electricity markets, long-term marginal costing to select plants is no longer appropriate, resulting in the increasing decision to build smaller plants, with higher efficiencies, lower capital costs and quicker build times.

Newer plants have higher generation efficiencies, which result, *inter alia,* in a reduced production of emissions (to water and air) per unit of power generated. Future increases of plant efficiency will not be unlimited because of

- the laws of thermodynamics
- the diminishing returns from increasing development costs
- increasing capital costs resulting in higher generation.

1.3 Key environmental issues

The operation of fossil fuel-fired combustion installations to generate electrical energy and/or heat, and in particular the electricity generating industry due to its large centralised power plants, is a very important cornerstone of our modern society and of the European economy. On the other hand, combustion installations use large amounts of fossil fuels and other raw material taken from the earth's natural resources, converting them into useful energy. These plants generate a number of residues, wastes and large amounts of emissions to all environmental media. To give an overview of the different mass streams, a generalised flow diagram of a combustion plant and its associated operations is presented in Figure 1.3.

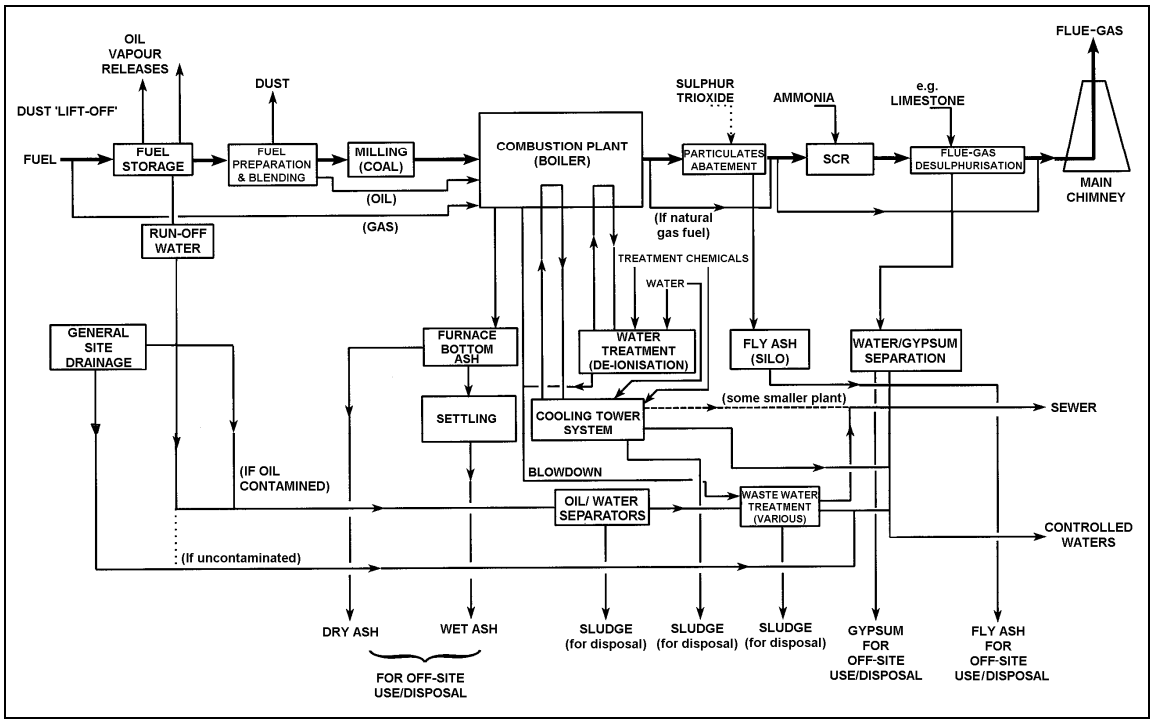


Figure 1.3: Generalised flow diagram of a combustion plant and its associated operations [5, HMIP, 1995]

Fossil fuels are the most abundant energy source used today. However, their burning results in a relevant and at times significant impact on the environment as a whole. The combustion process leads to the generation of emissions to air, water and soil, of which emissions to the atmosphere are considered to be one of the main environment concerns. The following sections give general information about the main substances emitted. An overview of the substances emitted, their sources and their influence on the different environmental media is given in Table 1.5.

SOURCE RELEASE Air (A) Water (W) Land (L)	Substances												
	Particulate matter	Oxides of sulphur	Oxides of nitrogen	Oxides of carbon	Organic compounds	Acids/alkalis/salts	Hydrogen chloride/fluoride	Volatile organic compounds	Metals and their salts	Chlorine (as hypochlorite)	Mercury and/or cadmium	PAHs	Dioxins
Fuel storage and handling	**A**				**W**			**A**					
Water treatment	**W**								**W**		**W**		
Exhaust gas	**A**	**A**	**A**	**A**	**A**		**A**	**A**	**A**		**A**	**A**	**A**
Exhaust gas treatment	**W**				**W**				**WL**		**W**		
Site drainage including rainwater	**W**				**W**								
Waste water treatment	**W**				**W**	**W**							
Cooling water blowdown	**W**				**W**				**W**	**W**	**W**		
Cooling tower exhaust								**A**					

Table 1.5: Potential emission pathways by source type and substance [5, HMIP, 1995]

1.3.1 Efficiency

Prudent management of natural resources and the efficient use of energy are two of the major requirements of the IPPC Directive. Therefore, the efficiency with which energy will and can be generated now plays an increasingly important role as an indicator of the environmental impact of a process. Efficiency is not only important as a marker of the careful treatment of natural fuel resources, it is also an indicator of the emissions that are released in producing a unit amount of energy, emissions such as the so-called 'climate relevant gases' like CO_2. One way to achieve this benefit is by optimising the energy utilisation and the efficiency of the energy generating process. Optimising the specific efficiency depends on a variety of factors, including the nature and quality of fuel, the type of combustion system, the operating temperatures of the gas turbine and/or steam turbine, the local climate conditions, the type of cooling system used, etc.

Each sequential step in the process of fuel conversion to useful energy has its own efficiency factor. The overall efficiency of the process is achieved by multiplication of all the individual efficiency factors. The level and the comparability of the efficiency depend on the limits of the equipment chosen if necessary conversions have to be carried out (e.g. for the same reference temperature).

The net efficiency takes all losses into account due to: the auxiliary station supply (and process heat demand), fuel preparation, by-product treatment, flue-gas treatment, waste water treatment, the cooling system and fans and pumps. Efficiency optimisation can be achieved for all efficiency factors including any devices used for environmental protection. Stringent emission control enhances the auxiliary station supply, depending on the fuel and thus the product specific CO_2 emissions. For consumers of electricity, any grid and transformer losses have to be taken into account and, for consumers of heat from Combined Heat and Power (CHP) units, transport losses from district heating net and cycling pumps have be taken into account.

Periods of high ambient temperatures at the site decrease electricity production efficiency in both gas and steam turbines. For gas turbines and diesel engines, the ambient air temperature is more significant, whereas for steam turbines the temperature of the cooling media is more important. For the condensation of cooled expanded steam, there are three types of cooling system which can be applied: direct cooling with sea or river water, direct and indirect cooling with wet cooling towers, and indirect cooling with dry cooling towers. For more information, consult the 'Industrial Cooling Systems' BREF.

Efficiency and emissions

Even the most efficient power plants are currently passing a significant amount of their total energy input to the environment in the form of rejected heat. This heat may be absorbed in the local atmosphere or watercourses with relatively little harm to the local environment, but every unit of energy consumed represents additional CO_2 passed into the atmosphere. At the present time, the most effective way to improve the efficiency of power generation is to usefully use the heat produced, and not to throw it away.

For waste heat utilisation several thermodynamic, technical and economical criteria need to be taken into account. Thermodynamic criteria involve on one hand the temperature and on the other hand the resulting exergy-content of waste heat. The temperature has to be taken into account if the waste heat is to be used for heating. The exergy-content has to be taken into account if the waste heat is to be utilised for the production of electricity and power. The technical criteria depend on individual site conditions.

By reducing and utilising waste heat, generally energy can be saved, emissions can be reduced and resources can be preserved. There is now an increasing opportunity for power generating plants to be located at sites where the energy that is not converted to electricity can be passed as heat to users and consumers for their beneficial use. There are a wide range of processes that require continuous supplies of heat in the form of steam, hot water, or hot air as inputs to their production and operating facilities. This technique is known as cogeneration or combined heat and power production (CHP), and its associated heat consumption is usually at levels of between 70 and 90 % and it has the effect of increasing the overall combined efficiency of a power plant. The benefits of increased efficiency result in reduced emissions of CO_2, by avoiding the need for the heat consumer to burn fuel in a separate combustion plant. In many cases, there are also reductions in the overall emissions of nitrogen oxides (NO_X) and other pollutants, by replacing small unregulated combustion plants with heat from an adjacent power station. Nevertheless only technically and economically meaningful measures for both waste heat-reduction and waste heat utilisation will be able to meet both environmental and economic goals.

Effect of district heating on air quality

With regard to district heating boilers, which are typically located within or close to populated areas, the very beneficial effect of district heating on the local air quality should be pointed out. A few large and well maintained boilers with flue-gas cleaning and with high stacks can replace a large number of individual heating installations with low stacks and often poorly controlled combustion. As a result, the total emissions of particulates, CO and unburned hydrocarbons can be considerably reduced. With modern technology, there does not need to be any appreciable increase in SO_2 and NO_2 emissions either, even if the fuel quality in the district heating boilers is lower than that of the fuels it replaces in individual heating. With the same quantity of total emissions, the high stacks result in a higher degree of dilution before the pollutants reach the ground surface. The effect of this is that local air quality in the cities, towns and villages heated with district heating boilers is far better than it would have been if individual heating alone is used.

One example of the benefits of district heating, in terms of the improvement in energy efficiency, emission reduction and the environment, is a case study from the city of Helsinki (Finland). Here the application of district heating was initiated in the 1950s and is now close to saturation point with 92 % of all buildings connected to the district heating network. During the last decade, the partial substitution of coal for natural gas also contributed to a decrease in emissions. Some findings from the Helsinki energy supply study indicate an increase in electricity consumption and energy supply efficiency and a considerable decrease in specific emissions and measured SO_2 concentrations. In Helsinki, there has been a strong downwards trend in total SO_2 emissions over the past two decades, while the decrease in total NO_2 emissions only started a decade ago.

1.3.2 Emissions to air

The most important emissions to air from the combustion of fossil fuels are SO_2, NO_X, CO, particulate matter and greenhouse gases, such as CO_2. Other substances such as heavy metals hydrogen fluoride, halide compounds, unburned hydrocarbons, non-methane volatile organic compounds (NMVOCs) and dioxins are emitted in smaller quantities but may have a significant influence on the environment due to their toxicity or their persistence. Emissions of fly ash can also include emissions of particulate matter of aerodynamic diameters of less than 10 µm, called PM_{10}. Table 1.6 gives the contributions of various pollutant emissions from different LCP categories to the total emissions of these pollutants from IPPC installations operating in EU-15 in 2001.

LCP category	Contribution to total emissions from IPPC installations (%)										
	SO_2	NO_X	NH_3	CO_2	N_2O	CH_4	PM_{10}	Hg_{tot}	Dioxins+ furans	NMVOC	CO
LCPs over 300 MW	64.6	53.4	0.5	54.4	7.6	0.2	38.1	28.8	19.0	0.7	4.4
LCPs 50 – 300 MW	3.6	6.0	N1	5.0	21.0	0.2	2.1	2.6	0.2	0.7	2.8
Gas turbines	0.9	3.6	0.03	5.5	0.4	0.3	0.1	N1	0.3	0.1	0.3
Stationary engines	0.3	1.2	N1	0.1	N1	0.05	0.2	0.3	N1	0.1	0.03
All LCPs	69.4	64.2	0.5	65.0	29.0	0.8	40.5	31.7	19.5	1.6	7.5

Notes:
N1 No emissions reported for this category.

Table 1.6: Contributions of emissions from different LCP categories to the total air emissions from IPPC installations operating in EU-15 in 2001 according to the European Pollutant Emission Register 2001 (EPER)
[193, EC, 2001]

1.3.2.1 Sulphur oxides

Emissions of sulphur oxides result mainly from the presence of sulphur in the fuel. Fossil fuel contains sulphur as inorganic sulphides or organic compounds. For example, sulphur appears in coal as pyritic sulphur, organic sulphur, sulphur salts and elemental sulphur. During combustion, by far the majority of sulphur oxides are produced in the form of sulphur dioxide (SO_2).

For solid and liquid fuels, 3 to 4 % of the sulphur is also oxidised to sulphur trioxide (SO_3), with the presence of transition metals in the fuel catalysing this reaction. Sulphur trioxide is adsorbed on particulate compounds and, in the case of liquid fuels, contributes to the formation of acid soots. $PM_{10}/PM_{2.5}$ emissions are, therefore, increased by SO_3. Additionally 'blue smoke' can occur as an emission from boilers fired with heavy fuel oil. It is assumed, that this optical phenomenon is caused by sulphate formation (SO_2 plus dust) and enhanced by the vanadium content of the oil and probably also by the SCR catalyst.

Natural gas is generally considered free from sulphur. This clearly cannot be the case for certain industrial gases and desulphurisation of the gaseous fuel might then be necessary [4, OSPAR, 1997].

1.3.2.2 Nitrogen oxides (NO_X)

The principal oxides of nitrogen emitted during the combustion of fossil fuels are nitric oxide (NO), nitrogen dioxide (NO_2), and nitrous oxide (N_2O). The first two of these form the mixture known as NO_X, which accounts for more than 90 % of the NO in the main types of large combustion installations.

The formation of NO_X is governed by three essential mechanisms; characterised by the origin of the nitrogen and the environment where the reaction takes place:

- thermal NO_X results from the reaction between the oxygen and nitrogen from the air
- fuel NO_X is formed from the nitrogen contained in the fuel
- prompt NO_X is formed by the conversion of molecular nitrogen in the flame front in the presence of intermediate hydrocarbon compounds.

The quantity of NO_X formed by the prompt NO_X mechanism is generally much smaller than that generated by the other reaction paths.

The formation of thermal NO_X highly depends on temperature. When combustion can be achieved with temperatures below 1000 ºC, emissions of NO_X are significantly lower. When the peak flame temperature is below 1000 ºC, the formation of NO_X mostly depends on the fuel nitrogen. The formation of thermal NO_X is the dominant pathway by which NO_X is generated in installations using gaseous or liquid fuels.

The formation of fuel NO_X depends on the nitrogen content of the fuel and the oxygen concentration of the reaction medium. The quantity of fuel NO_X produced is greater in installations using coal, as this has larger amounts of nitrogen in its structure than other types of fuel. The mean nitrogen content generally found in different types of fuel is given in Table 1.7.

Fuel	Fuel bound nitrogen (weight %, dry, ash-free basis)
Coal	0.5-2
Biomass (wood)	<0.5
Peat	1.5-2.5
Fuel oil	<1.0
Natural gas	0.0
Derived gases	0.1-1 (>>1 chemistry sources)

Table 1.7:Fuel bound nitrogen

The type of combustion process used also affects the amounts of nitrogen oxides emitted. In the case of coal, for example:

- NO_X emissions are lower with a moving grate boiler because of the relatively low combustion temperature and the progressive nature of the combustion as it advances over the grate
- emissions are higher in a pulverised coal boiler, varying with the type of burner and the design of the combustion chamber
- NO_X emissions in a fluidised bed boiler are lower than those produced in conventional boilers, but N_2O emissions are higher [4, OSPAR, 1997].

The formation of thermal NO_X is the dominant pathway by which NO_X is generated in installations using gaseous and distillate liquid fuels. The quantity of fuel NO_X produced is greater in installations using coal and heavy fuel oil, as these have larger amounts of fuel bound nitrogen.

The formation formed by the prompt NO_X mechanism is generally much smaller than that generated by the other reaction paths.

The formation mechanism of nitrous oxide (N_2O) has not yet been completely clarified. There is a possible formation mechanism based on intermediate products (HCN, NH_3), which is comparable to the formation of NO. It has been found that lower combustion temperatures, i.e. below 1000 ºC, cause higher N_2O emissions. At lower temperatures, the N_2O molecule is relatively stable; at higher temperatures, the N_2O formed is reduced to N_2. Compared to emissions from conventional stationary combustion units, nitrous oxide from either bubbling, circulating or pressurised fluidised bed combustion are relatively high. In laboratory experiments, it has been found that nitrous oxide is formed by 'Selective Catalytic Reduction' (SCR) processes, peaking at, or close to the optimum temperature 'window' of the SCR process. [1, Corinair, 1996]. Nitrous oxide (N_2O), also contributes directly to the greenhouse climatic effects though thermal infrared absorption in the troposphere. The tropospheric lifetime of N_2O is quite long, as its interaction with other gases, clouds and aerosols are minimal. N_2O is decomposed in the presence of O_3 and forms NO_2 and NO, noted as NO_X.

1.3.2.3 Dust and particulate matter

The dust emitted during the burning of coal, peat and biomass arises almost entirely from the mineral fraction of the fuel. A small proportion of the dust may consist of very small particles formed by the condensation of compounds volatilised during combustion.

The type of combustion process used has a considerable effect on the proportion of ash entrained in the flue-gas emissions from boilers. For example, moving grate boilers produce a relatively small amount of fly ash (20-40 % of total ash), whereas pulverised coal boilers produce an appreciable amount (80-90 %).

The combustion of liquid fuels is also a source of particulate emissions, although to a lesser extent than coal. In particular, poor combustion conditions lead to the formation of soot, which is liable to produce acid agglomerates with corrosive properties in the presence of sulphur trioxide.

The combustion of natural gas is not a significant source of dust emissions. On the other hand some industrial gases may contain particles which should be filtered out in the production process or, failing that, before combustion.

For many installations, there are also potential diffuse emissions (open-air handling and storage of coal, the crushing of the coal used in pulverised coal boilers, the handling of ash, etc.). [4, OSPAR, 1997].

Environmental problems can occur from particles less than 2.5 µm in diameter because they can remain suspended in the atmosphere for days or even weeks. Environmental problems can also occur by long time agglomeration of persistent compounds in the earth or by dilution and transfer to water bodies. The distance that particles travel before they are removed from the air by settling or by precipitation depends on their physical characteristics and the weather conditions. The size, density and shape influence the rate at which particles settles. Particles larger than 10 µm in diameter settle fairly rapidly. Their impact is primarily near the source. Smaller particles less than 10 µm and especially those less than 2.5µm can travel over hundreds of kilometres before settling. Aerosols often function as condensation nuclei for cloud formation and are washed out with rain.

Industrial emission control techniques for particulate matter (PM) are very efficient, achieving more than 99.8 % by weight removal from the raw gas input. Only for small particles, such as for PM_{10} and below, does the removal efficiency decrease to between 95-98 %. For this reason, the majority of particles from LCPs still emitted to the air are in the 0.1 µm to 10 µm diameter range.

1.3.2.4 Heavy metals

The emission of heavy metals, also known as trace metals, results from their presence as a natural component in fossil fuels. Most of the heavy metals considered (As, Cd, Cr, Cu, Hg, Ni, Pb, Se, Zn, V) are normally released as compounds (e.g. oxides, chlorides) in association with particulates. Only Hg and Se are at least partly present in the vapour phase. Especially Hg is known as a long-range transboundary pollutant which can create pollution problems in far distant areas from the emission source. Less volatile elements tend to condense onto the surface of smaller particles in the flue-gas stream. Enrichment in the finest particle fractions is, therefore, observed. Partitioning, for example, of heavy metals during coal combustion is shown below.

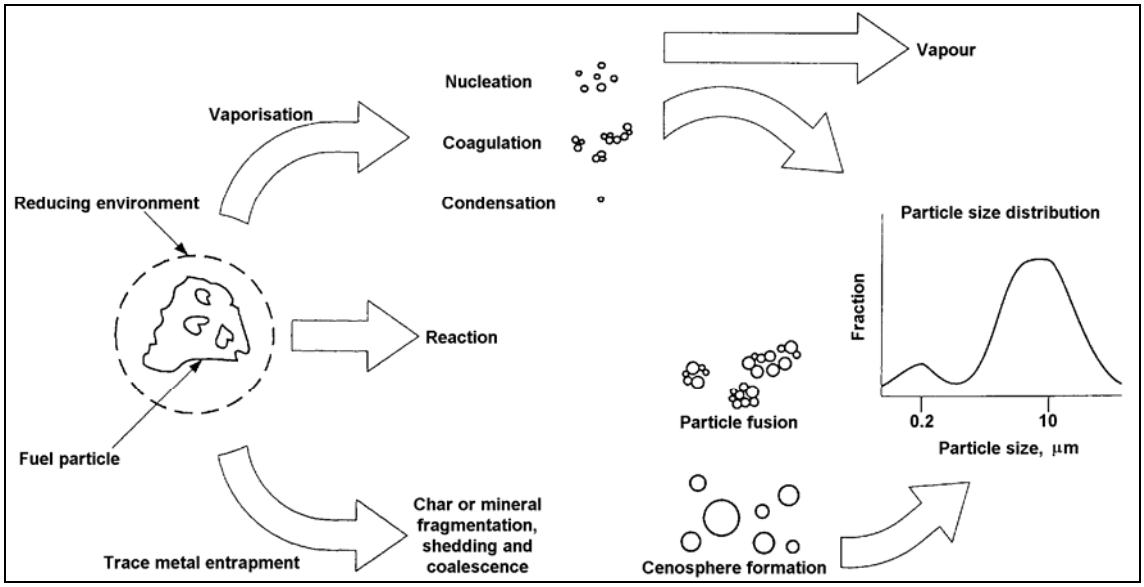


Figure 1.4: Partitioning of trace elements during coal combustion [107, Davidson, 2000]

The content of heavy metals in coal is normally several orders of magnitude higher than in oil (except occasionally for Ni and V in heavy fuel oil) or natural gas. Many of the heavy metals are chemically bound in compounds like oxides, sulphates, aluminosilicates and minerals such as anhydrites and gypsum. The leachability of the elements depends on the nature and particle size of the compound. During the combustion of coal, for example, particles undergo complex changes which lead to vaporisation of volatile elements. The rate of volatilisation of heavy metal compounds depends on the fuel characteristics (e.g. concentrations in coal, fraction of inorganic compounds such as calcium) and the characteristics of the technology applied (e.g. type of boiler, operating mode).

Table 1.8 gives some data for emissions of heavy metals from combustion installations in the EU-15 in 1990.

Source	Fuel	As (tonnes)	Cd (tonnes)	Cr (tonnes)	Cu (tonnes)	Hg (tonnes)	Ni (tonnes)	Pb (tonnes)	Zn (tonnes)
Total in the EU-15		**575**	**203**	**1170**	**3040**	**245**	**4860**	**1930**	**11100**
Stationary combustion (total of all three following sectors)		**491.8**	**57.8**	**397.5**	**390.1**	**89.6**	**2780.6**	**885.8**	**1597.8**
Combustion in energy production (including public power plants, cogeneration plants, district heating plants)	**All fuels (Total)**	**276.9**	**19.1**	**192.6**	**104.2**	**43.4**	**1681.5**	**190.5**	**395.4**
	Lignite	20.2	3.42	19.3	40.5	8.69	24	26.6	85
	Coal	130	4.42	40	42.1	21.2	94.4	105	219
	Fuel oils	117	10.2	132	19.9	1.39	1560	30.3	32.5
	Other fuels	9.73	1.06	1.36	1.72	12.2	3.05	28.6	58.9
Combustion in commercial, institutional and residential sectors (including boilers, gas turbines and stationary engines)	**All fuels (Total)**	**37.7**	**10.1**	**24.2**	**28.3**	**13.4**	**128.9**	**115.9**	**174.4**
	Lignite	2.02	0.483	0.89	0.325	4.2	15.5	21.5	0.284
	Coal	23.4	1.39	10.9	16.3	3.3	38.4	43	33.9
	Fuel oils	9.46	2.35	9	3.14	0.253	73	7.88	6.19
	Other fuels	2.82	5.91	3.42	8.53	5.61	1.94	43.5	134
Combustion in industry (including boilers, gas turbines and stationary engines)	**All fuels (Total)**	**177.2**	**28.6**	**180.7**	**257.6**	**32.8**	**970.2**	**579.4**	**1028**
	Lignite	65.6	8.95	62.8	140	13.7	80.7	81.4	219
	Coal	52.3	1.58	35.7	27.2	8.66	69.7	148	328
	Fuel oils	50.6	12	69.5	43.5	1.53	805	199	148
	Other fuels	8.72	6.07	12.7	46.9	8.94	14.8	151	333

Table 1.8: Annual emissions of heavy metals from combustion installations in EU-15 in 1990
Data taken from the European Emission Inventory of Heavy Metals and Persistent Organic Pollutants for 1990, [10, Berdowski, et al., 1997]

1.3.2.5 Carbon monoxide

Carbon monoxide (CO) always appears as an intermediate product of the combustion process, particularly in understoichiometric combustion conditions. Plant operators always try to minimise CO formation, as CO is an indicator of corrosion risk and unburned fuel, and therefore signifying a loss of efficiency. The formation mechanisms of CO, thermal NO and VOC are all similarly influenced by combustion conditions [1, Corinair, 1996].

1.3.2.6 Greenhouse gases (carbon dioxide and others)

Since the beginning of industrialisation, the energy balance of the earth has been changing due to the increasing emissions of anthropogenic greenhouse gases, mainly carbon dioxide (CO_2). Due to the accumulation of CO_2 in the atmosphere over the last two centuries, the amount of infrared radiation trapped in the atmosphere has increased. At the same time, a considerable increase in the global mean temperature[1] and CO_2 concentrations in the atmosphere have been observed, as shown in Figure 1.5 and Figure 1.6.

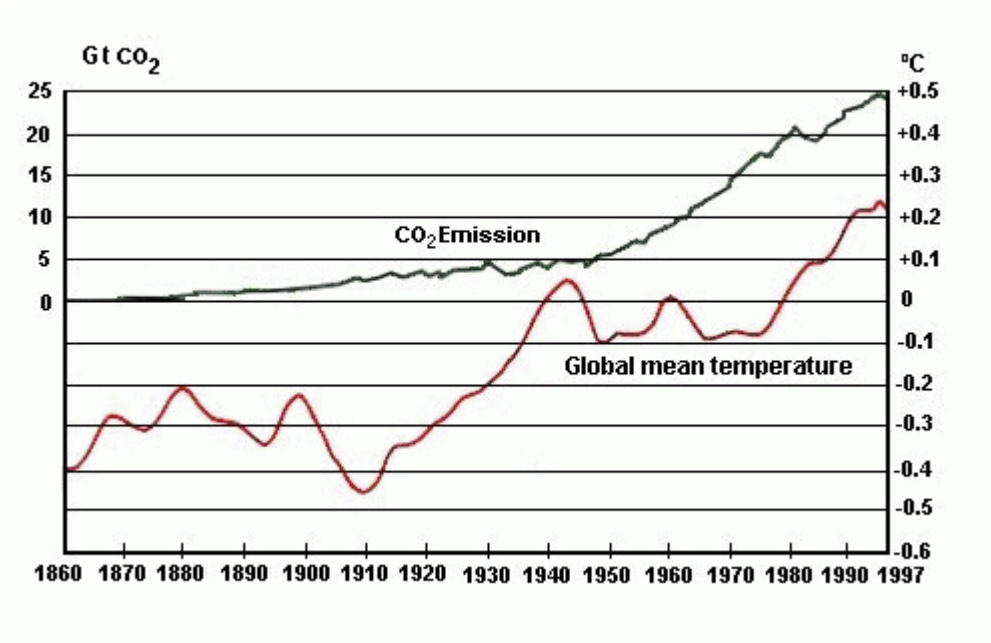


Figure 1.5: Global mean temperature and amount of CO2 emitted over the past century [13, Verbund, 1998]

[1] Between 1856 and 1998, the yearly deviations from the 1961 - 1990 global average and European temperature show an increase of 0.3 ºC to 0.6 ºC. 1998 was globally the warmest year on record, and 1997 the warmest before that. This is partly due to the 1997/1998 El Niño/Southern Oscillation (ENSO), which was the largest on record (Hadley Centre/The Met. Office, 1998a). The ENSO phenomenon is a cycle of natural fluctuations of Pacific ocean temperatures resulting in large-scale changes in tropical rainfall and wind patterns [11, EEA, 1999].

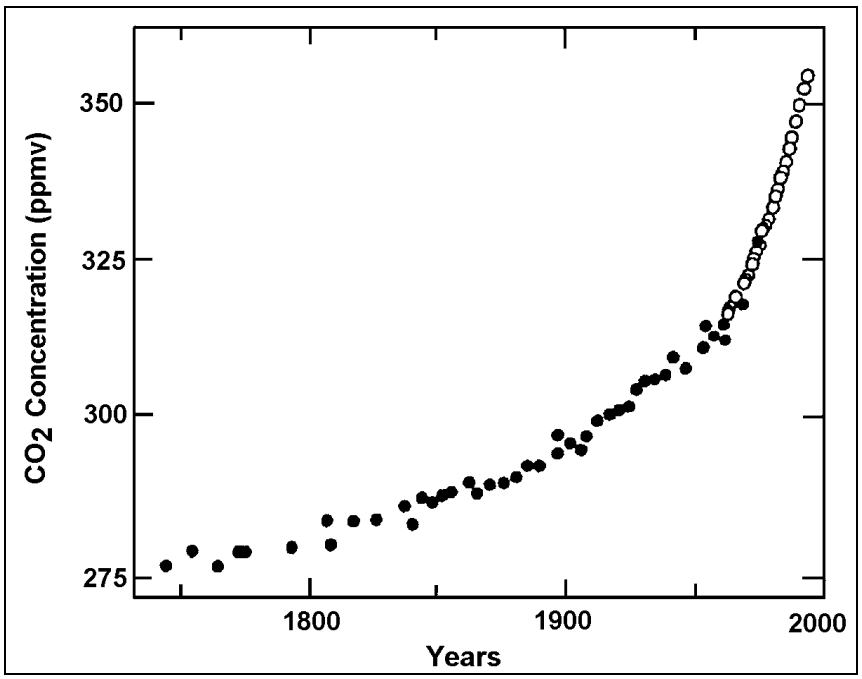


Figure 1.6: Change in CO_2 concentrations in the atmosphere over time

It is thought that the rise in the global mean temperature due to the increased atmospheric concentration of greenhouse gases will change the earth's climate if the emission of such gases (mainly CO_2) is not reduced.

The only important greenhouse gases from the combustion of fossil fuels in large combustion plants are carbon dioxide (CO_2) and nitrous oxide (N_2O). Carbon dioxide (CO_2) released by large combustion plants is responsible for approximately one third of the world's global CO_2 emissions. A number of scientists also expect natural influences such as sunspots/cosmic particles, geological things and, in particular, the increasing amount of water vapour in the atmosphere as additional reasons for global warming. Table 1.9 shows the estimated contribution of greenhouse gases to global warming (data have been taken from [14, EEA, 1999]).

Gas	Concentration increase since about 1750	Contribution to global warming [1]	Main anthropogenic source
CO_2	30 %	64 %	Fossil fuel combustion (includes energy generation and transport)
			Deforestation and land use
			Cement production
N_2O	15 %	6 %	Use of fertilisers
			Land clearing
			Adipic and nitric acid production
			Biomass burning
			Fossil fuel combustion (FBC)

Notes:
1 To compare the impact of different gases, the global warming potential (GWP) relative to CO_2 is often used, with CO_2 having the value of 1. GWP is a concept that takes into account the energy absorption capacity of the gas and its lifetime in the atmosphere. GWP should always be quoted for a specific time period. Examples of GWP values over a 100 year period are 21 for CH_4, 310 for N_2O and several thousands for a number of halogenated compounds. The emissions that take GWP values into account are called CO_2 equivalents.

Table 1.9: Greenhouse gases: concentration changes, contribution to global warming and main sources
[12, IEA, 2001]

Carbon dioxide (CO_2) is the main reaction product from the combustion of all fossil fuels. The CO_2 emission is directly related to the carbon content of fuels, where gaseous fuels have significantly lower CO_2 emissions than other fossil fuels. The content of carbon varies for coal and lignite (hard and brown coal) between 61 and 87 wt-%, for wood it is about 50 wt-%, and for gasoil and heavy fuel oil about 85 wt-% [1, Corinair, 1996]. Table 1.10 presents the specific CO_2 emission factors for the main fuels burned in large combustion plants.

Fuel	Specific CO_2 emission factors as a range. (t CO_2/TJ (g/kWh))
Natural gas	55 (198)
Heavy fuel oil (HFO)	80 (288)
Light fuel oil (LFO)	77 (277)
Hard coal	95 (342)
Lignite	110 (396)

Table 1.10: Specific CO_2 emission factors for the main fuels burned in large combustion plants [192, TWG, 2003]

Figure 1.7 presents the CO_2 releases calculated as kg CO_2/MWh electricity produced for different types of combustion plants [133, Strömberg, 2001].

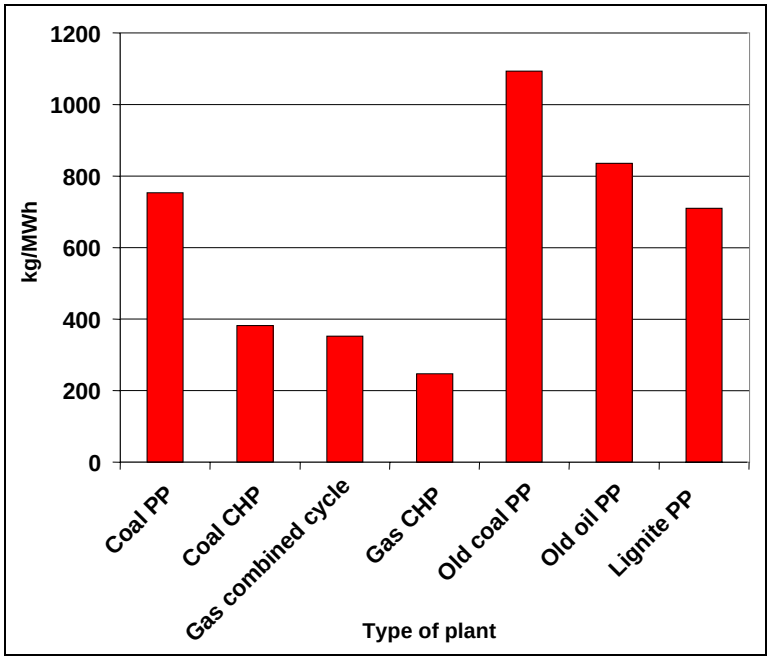


Figure 1.7: Examples of CO_2 releases for different types of combustion plants
Note: calculated as kg CO_2/MWh electricity produced
[133, Strömberg, 2001]

EU CO_2 emissions decreased by 1 % between 1990 and 1996, although the trend varies considerably between Member States. The decrease for the EU as a whole depends strongly on reductions in Germany and the United Kingdom. Germany has the largest national CO_2 emission in the EU, with approximately 30 % of the EU total in 1995. Between 1990 and 1996 the largest absolute emission reduction took place in Germany, mainly caused by the economic restructuring of the former German Democratic Republic. The substantial reduction in emissions in the United Kingdom was mainly caused by the change-over of fuel switching from coal to natural gas [14, EEA, 1999]. Table 1.11 gives information about the greenhouse gas emissions and the removals/sinks for CO_2 in the 15 European Member States (EU-15). For more detailed data about the emissions of greenhouse gases in the European Community consult the Annual European Community Greenhouse Gas Inventory 1990-1996 [14, EEA, 1999] (http://www.eea.eu.int/).

Member States	CO_2 (million tonnes)		CH_4 (kt)	N_2O (kt)
	Emissions	Removals/Sinks		
Austria	62	14	580	13
Belgium	129	2	591	35
Denmark	60	1	430	33
Finland	66	14	270	18
France	399	60	2844	174
Germany	910	30	4788	210
Greece	92	-	457	29
Ireland	35	6	800	26
Italy	448	36	2516	162
Luxembourg	7	0	24	1
Netherlands	185	2	1179	72
Portugal	51	1	834	14
Spain	248	29	2370	90
Sweden	63	32	297	10
United Kingdom	593	19	3712	189
EU-15	3347	247	21692	1076

Notes:
Estimates for 1996 were not available for Austria, Denmark, France, Italy, Portugal and Spain. For these countries 1994 and 1995 estimates have been used for a preliminary EU-15 1996 estimate. The CO_2 estimates are not corrected for temperature or electricity trade. Some Member States use corrected CO_2 estimates to better reflect national circumstances.

Table 1.11: Greenhouse gas emissions and removals/sinks in 1996 [14, EEA, 1999]

1.3.2.7 Hydrochloric acid

Large combustion plants without flue-gas desulphurisation (FGD) are recognised to be a major source of hydrogen chloride to the atmosphere. The emission of hydrochloric acid is due to trace amounts of chloride present in fossil fuels such as coal and oil. When fossil fuels are burned, small amounts of chloride are released. Some of that chloride then combines with hydrogen to form hydrogen chloride. Together with the moisture in the air, hydrogen chloride transforms to a hydrochloric acid aerosol that contributes to acidification problems. This becomes more dilute as it moves through the atmosphere.

1.3.2.8 Hydrogen fluoride

Like chloride, fluoride is also a natural element present in fossil fuels. When using fossil fuels such as coal for generating energy without using FGD, fluoride is liberated and released to the flue-gas. It combines with hydrogen to form hydrogen fluoride, and with the moisture of the ambient air to form hydrofluoric acid. It has been observed that hydrogen fluoride may be emitted by carry-over from the rotating heat-exchanger and combustion air preheater.

1.3.2.9 Ammonia (NH_3)

The emission of ammonia (NH_3) does not result from the combustion of fossil fuels, but rather the consequence of an incomplete reaction of ammonia in the denitrification process. Ammonia is used as an additive as pure ammonia or in solution with water in SCR and SNCR units. Ammonia chemically reacts to form NH_4HSO_4 and is mainly removed together with the fly ash from the system. With no dust removal or FGD downstream DENOX (tail end configuration) the 'ammonia slip' is then emitted along with the flue-gas to the atmosphere. The ammonia slip at SCR and SNCR installations increases with an increasing NH_3/NO_X ratio, but also with decreasing catalyst activity.

1.3.2.10 Volatile organic compounds (VOC)

The emission sources of volatile organic compounds due to industrial activities are numerous, with the combustion of fossil fuels being one of the most significant.

1.3.2.11 Persistent organic compounds (POPs), polycyclic aromatic hydrocarbons (PAHs), dioxins and furans

Among the persistent organic compounds liable to be emitted during the combustion of fossil fuels, polycyclic aromatic hydrocarbons (PAHs), polychlorodibenzo-dioxins (PCDDs) and polychlorodibenzo-furans (PCDFs) should be mentioned.

PCDD and PCDF molecules are not very volatile and, when adsorbed on particles produced by combustion, they have a high thermal and chemical stability in the environment. They can only be destroyed above temperatures of 1000 ºC. In this context, it should be noted that PCDD/PCDF are not only found in the stack gases but they are also found in the solid residues from any combustion process, such as in bottom ashes, slags, and fly ash.

There are 75 congeners for dioxins and 135 for furans. In order to quantify dioxin and furan emissions by taking into account their toxicity, the concentration or emitted flux is weighted by a coefficient (the Toxic Equivalency Factor TEF) characteristic of each of the molecular forms of PCDD/PCDF found in the mixture in question[2]. 2,3,7,8-tetrachlorodibenzodioxin is reputedly the most toxic PCDD and is taken as a reference substance, being given by convention a TEF value of 1. The other congeners considered to be worrying are 2,3,7,8 substituted molecules.

The dioxin activity of a mixture is expressed by its TEQ (Toxic Equivalent Quantity) defined by:

$$TEQ = \Sigma isomers \times TEF$$

Besides the combustion of coal, combustion installations using wood are also mentioned as a possible source of emissions. The main process involved is the recycling of wood for power production, for example in the form of chipboard or of waste from wood that has been treated or that includes chlorinated organic compounds (PCP, lindane, PVC, NH_4Cl, etc.). Moreover, the introduction of a combined combustion of waste (sewage sludge, plastics and others) in certain conventional combustion installations could also lead to significant emissions of dioxins [4, OSPAR, 1997].

1.3.3 Emissions to water

Besides the generation of air pollution, large combustion plants are also a significant source of water discharge (cooling and waste water) into rivers, lakes and the marine environment. These discharges may cause water quality problems, which vary widely, depending on the type of fuel used, the abatement technique applied, the cooling technique and consequently the amount of water used, and the chemical and biological treatment reagents added for cleaning and maintenance purposes. The main sources of effluent streams in a fossil fuel fired combustion plant can be classified as follows:

[2] The TEF values for the various PCDD/PCDF molecules differ according to the system used. However, the NATO-CCMS (NATO Committee on the Challenges of the Modern Society) system is commonly used internationally.

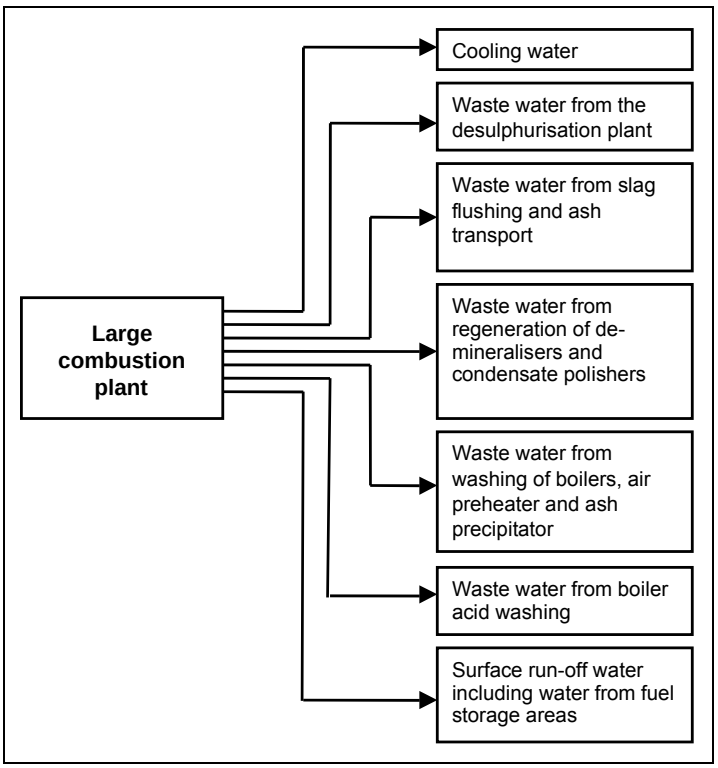


Figure 1.8: Effluents from fossil fuel fired large combustion plants

The thermal efficiency of a combustion cycle is restricted by the thermodynamic limits of the 'Carnot-cycle', which is the ideal combustion cycle. This means that not all the chemically bound energy of a fossil fuel can be transformed into mechanical energy and further onwards into electrical energy. The result is that a significant portion of the energy provided by combustion must be dissipated at the condenser level and transferred to the surrounding environment as a heat discharge. Many combustion plants use large amounts of cooling water as a cooling medium, which they take either from rivers, lakes, groundwater bodies or the sea.

The waste heat is transferred (by using cooling techniques such as once-through systems or wet cooling towers) into the cooling water and, further, to the aquatic environment. The environmental impact of industrial cooling, and thus also of cooling techniques used in large combustion plants are described in the BREF on the application of BAT to industrial cooling systems.

The waste water streams mentioned above can be contaminated by a variety of different water polluting substances. The following table shows the generally relevant polluting parameters, which are of concern as emissions of LCPs to water. However, the significance of each parameter depends on the quality of the raw water, on the specific plant configuration and the processes applied, which also determines the type and amount of pollutant present in waste water prior to treatment. The contents of Table 1.12 do not fully apply to gas and liquid fired power plants.

Parameter	Parameter*
pH	TOC
Temperature	N (total)
Colour	P (total)
TSS	Cd
TDS	Cr
BOD	Cu
COD	Hg
Mineral oils	Ni
Free chlorine	Pb
NH_3	Zn
Fish toxicity	Cl^-
Sb	F^-
As	PAH
Co	BTEX
Mn	
Tl	
V	
Sn	
CN	
S	
SO_3	
SO_4	
EOX	
Phenol	
PCDD/PCDF	
* according to the Commission Decision 2000/479/EC on the implementation of EPER: sector-specific sub-list for combustion installations >50 MW_{th}, as foreseen in the draft guidance document on EPER implementation (23/8/2000).	

Table 1.12: List of water pollutants from large combustion plants

Because of their chemical, biological and physical behaviour, such compounds may have a high impact on the aquatic environment. These substances can cause changes in the receiving water, such as increasing its acidity or alkalinity thereby changing its pH value, salinity, reducing its oxygen content and increasing plant growth due to the emission of plant nutrients.

For instance, water from slag flush and ash transport has an alkaline character due to the composition of the ash, whereas water from boiler washing is acidic. Waste water from the wet desulphurisation plant contains salts such as chlorides and sulphates. Salt derived from the sea is found in most coastal waters. However discharges from industrial activities such as energy generating facilities provide a further source of salt, this effect is even more significant if the water is discharged to a river or lake.

1.3.4 Combustion residues and by-products

The combustion of fossil fuels is associated with the generation of a variety of residues and by-products. The term by-products will generally be used for materials which can be sold on the market (e.g. gypsum from flue-gas desulphurisation) According to their origin, residues from a combustion plant can be divided into waste directly related to the process of combustion or waste generated by the operation of the plant and its equipment such as coal mills or water treatment facilities. Residues directly related to the process of combustion of fossil fuels are ashes (fly and bottom ash) and residues that are generated by the desulphurisation of flue-gases: Within the EU about 55000 kt of solid waste was produced from coal combustion. For instance, in 1999 about 31000 kt was utilised (55.3 %). The remaining 24000 kt was disposed of.

- **bottom ash and/or boiler slag:** Bottom ash is non-combustible material that settles to the bottom of the boiler and remains in the form of unconsolidated ash. If combustion temperatures exceed the ash fusion temperature, the ash remains as slag in a molten state until it is drained from the bottom of the boiler as boiler slag

- **fluidised bed ash:** The operation of a fluidised bed combustion installation for a solid fuel such as coal but also for burning biomass and peat is related to the generation of ash, which is a composition of spent bed material and fuel ash. Ash is removed from the bottom of the fluidised bed combustion chamber

- **fly ash:** Fly ash represents the part of the non-combustible material that is carried out of the boiler along with the flue-gas. Fly ash is collected from the particulate control equipment, such as from the electrostatic precipitator or bag filter, and also from different parts of the boiler, such as the economiser and the air preheater. The largest amount of ash is generated by the combustion of coal and lignite, followed by the combustion of peat and biomass, whereas gas-fired facilities generate very low quantities of ash. The amount of ash generated from a liquid fuel fired facility is much higher than from a gas-fired boiler, but compared with the amount of ash from coal combustion, the quantities are rather small

- **flue-gas desulphurisation residues and by-products:** Fossil fuels such as coal, peat and oil contain varying amounts of sulphur. To avoid high emissions of sulphur dioxide to the atmosphere, large combustion plants (in particular plants over 100 MW_{th}) are usually equipped with flue-gas desulphurisation plants (FGD). The different desulphurisation techniques currently in use result in the generation of a number of residues and by-products. Wet lime/limestone scrubbers, for instance, produce gypsum as a by-product, whereas dry scrubber systems produce a mixture of unreacted sorbent (e.g. lime, limestone, sodium carbonates, calcium carbonates), sulphur salts and fly ash as residue.

Ash and flue-gas desulphurisation residues are by far the largest quantities of waste from large combustion plants. These residues are partly discharged to a landfill or can be used for different purposes such as an additive in cement and concrete production; an aggregate in concrete, asphalt, mine reclamation or waste stabilisation; and as an ingredient in many other products.

Gypsum, a by-product from the desulphurisation plant, is largely used in the production of gypsum board, and makes a significant and increasing contribution towards the demand for gypsum. However, a certain contribution is also made by natural gypsum.

Beside the waste that is directly related to the combustion process wastes and which arises in large volumes, lower volume wastes are generated as a result of plant and equipment operation. Typical examples of such wastes are:

- **residues from boiler cleaning:** Residues generated during the maintenance of the gas and water side of the boiler, including the air preheater, economiser, superheater, stack, condenser and ancillary equipment. On the gas side, combustion residues such as soot and fly ash, build up on the surface of the equipment and must be removed periodically. On the water side, scale and corrosion products build up in the boiler and need to be removed from time to time by using acid or alkaline solutions

- **rejects from solid fuel milling:** Solid fuels such as coal and lignite are normally reduced in size in order to be able to blow them into the boiler. During the milling of coal, any rocks and pyrites (an iron-based mineral) need to be separated from the fuel stream. This solid residue may be discharged together with the bottom ash

- **make-up water treatment sludge:** Wastes resulting from the treatment of make-up water for the steam cycle. The treatment of boiler make-up water may include different processes such as settling, flocculation, softening, filtration and osmosis. These treatment methods result in the generation of treatment sludge

- **spent ion-exchange resins:** Ion exchange resins are used for the treatment of boiler make-up water

- **spent catalysts from SCR processes:** SCR catalysts are used to reduce nitrogen oxide emissions to the atmosphere. Due to deactivation, these catalysts have to be replaced periodically (after several years of service). Today, different processes exist for the regeneration of such catalytic materials

- **waste water treatment sludge:** Sludge generated by treating the different waste water streams from a large combustion plant

- **laboratory waste:** Small amounts of waste generated in the laboratory, for instance by analysing fuel samples, intake water, by-products, residues, etc.

  - **other residues:** Other residues include those resulting from used oil and equipment containing oil, equipment containing PCB, and waste from the treatment of fuel (e.g. coal washing).

Most of the above-mentioned residues and by-products, from both the combustion process (e.g. ash) and from the desulphurisation process (e.g. gypsum), and any other residue from the combustion plant generally represent a potential environmental risk. Ash from a coal-fired boiler, for instance, contains elements such as silicon, aluminium, iron, calcium, magnesium, potassium, sodium and titanium, as well as heavy metals such as antimony, arsenic, barium, cadmium, chromium, lead, mercury, selenium, strontium, zinc and other metals.

Current EU legislation regards many of the above-mentioned residues from combustion plants as wastes. However, for many decades industry has put great effort into developing ways to minimise the generation of residues and/or to re-use them in various industry sectors, such as in the cement and construction industry, so that the quantities of waste destined for landfill have actually been reduced. According to Council Directive 75/442/EC (and its modifications), this is beneficial to the environment because the utilisation of residues as raw materials helps to conserve natural resources and to minimise the total amount of wastes that have to be discharged.

With respect to bottom and fly ash from coal combustion, both are composed of various elements from soil associated with the coal. One of their most distinctive characteristics is that the bulk of this material is in a powdered or sintered state, with most of the elements contained within a glassy matrix, and this basically determines their legal classification in national and international waste lists as an inert, inactive or non-hazardous residue (e.g. non hazardous wastes in the European list of wastes - Decision 2001/118/EC, and also forms part of the 'green' list of the OECD Decision C(92)39/final).

It is also well known that some by-products, such as gypsum from the desulphurisation plant, (gypsum has been classified as non-hazardous in the European list of wastes (Decision 2001/118/EC)) have a strong commercial share of the gypsum market and are used as the most important raw material for the production of gypsum boards. These efforts made by industry help to reduce cross-media effects and the risk of environmental damage.

1.3.5 Noise emissions

Noise and vibration are common issues arising from the operation of large combustion plants, especially as gas turbines have the potential for high noise emissions. Process noise emitted from an installation into the surrounding environment is a factor that has caused many complaints in the past and some information needs to be given about causes and approaches to prevent and minimise noise and vibration.

The most significant sources of noise are from the transport and handling of fuels, residues and by-products; the use of large pumps and fans; safety valves; the cooling technique; and of course from boilers, steam and gas turbines or stationary engines. Noise and vibration can be measured in a number of ways, but generally the detail is site-specific and takes account of the frequency of the sound and the location of residential areas (sensitive receptors).

The impact of noise emitted from a combustion plant is limited to a relatively close area around the installation. The most frequent problem, especially during the night, can be noise nuisance to people living in the area close to the plant. For this reason in some countries, the noise levels during the night are more stringent.

1.3.6 Emission of radioactive substances

According to Article 2.1 of the IPPC Directive, natural radioactive substances are not considered to be substances covered by the IPPC Directive. However, it has been agreed within the technical working group on large combustion plants to include some information on the emission of natural radioactive substance released by the combustion of fossil fuels in the general part of this document.

However, emissions of radioactive substances naturally present in most fossil fuels are not considered to be a key environmental issue within the scope of the exchange of information on BAT for large combustion plants, and will, therefore, not be further described. Nevertheless, over recent years, European society (especially people living close to large combustion plants) has become increasingly wary about radiation releases from the utilisation of fossil fuels, in particular the combustion of large amounts of coal. However in practice, air emissions of radioactive substances from a particular power plant or stack, have been found to be close to undetectable in comparison with natural background radiation.

The reason for this is that after the combustion of coal, lignite or peat, most of the radioactive substances remain in the ash. An examination of the radioactivity of solid material passing through power plants has shown that more than 90 % of the radioactivity in coal is retained in the ash. Only a small percentage of the radioactivity can be found in flue-gas desulphurisation products such as FGD gypsum. Radionuclide concentration in an ash is determined by the radionuclide concentration of the coal, the ash content of the coal and the conditions at the power station. Because of the ash content, natural radioactive nuclide concentrations in fly ash exceed that in coal by a factor of 2 to 15. International measurement results of radioactive activity in the fly ash produced by coal burning range between 60 and 1000 Bq/kg. Mean data values range from 90 to 180 Bq/kg with peak values of up to 1000 Bq/kg for the uranium series, and from 70 to 150 Bq/kg with peak values of up to 290 Bq/kg for the thorium series.

Peat ash is used as a landfill, for landscaping, in concrete, and as a bulk material for road construction. It may also be taken to dumps or mounded. The radiation exposure from the handling and utilisation of peat ash has been estimated with activity indices. In peat ash, the activity concentrations of radionuclides are $20-25$ times higher than in peat itself. The concentrations of radium and thorium are of the same magnitude as those in soil and rock. The concentration of uranium (up to 1000 Bq/kg) is on average about 25 times higher than that in sand and gravel.

2 COMMON TECHNIQUES FOR ENERGY GENERATION

2.1 Principles of combustion

A boiler requires a source of heat at a sufficient temperature to produce steam. Fossil fuel, when used for the generation of steam, is generally burned in the furnace or combustion chamber of the boiler. Steam generators might also use thermal energy in the form of waste heat from another process.

Combustion can be defined as the rapid chemical combination of oxygen with the combustible elements of a fuel. There are just three combustible chemical elements of significance carbon, hydrogen and sulphur. Sulphur is usually of minor significance as a source of heat.

Carbon and hydrogen, when burned to completion with oxygen, are transformed to CO_2 and H_2O according to the following reactions:

$$\mathbf{C + O_2 \rightarrow CO_2}$$
$$\mathbf{2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O}$$

Air is the usual source of oxygen for boiler furnaces. These combustion reactions are exothermic and the heat released is about 32800 kJ/kg of carbon burned and 142700 kJ/kg of hydrogen burned. The energy of the fossil fuels cannot be calculated by the sum of energy from the hydrogen and carbon content alone, as the chemical energy of molecular formation also needs to be taken into account. Also sulphur and other elements in the fuels contribute to the energy release. As water is released in a gaseous form during combustion, the water content of the fuel reduces the heat transferable to the steam generator. This energy is expressed as the 'lower heating value' (LHV). The LHV can be compared to the 'upper heating value' (UHV) which is defined for all the combustion products at environmental conditions (1 bar, 25 °C). Most of the additional energy is only available with condensation of gaseous H_2O from the flue-gas to liquid H_2O at heat temperatures below the water dew point, i.e. less than 40 °C.

The objective of good combustion is to release all of this heat whilst minimising losses from combustion imperfections and superfluous airflows. The combination of the combustible elements and compounds of a fuel with the oxygen requires a temperature high enough to ignite the constituents, good mixing or turbulence, and sufficient time for complete combustion.

In a boiler furnace (where no mechanical work is carried out), the heat energy derived from the reaction of combustible elements with oxygen depends on the ultimate products of combustion and not on any intermediate combinations that may occur in reaching the final result.

A simple demonstration of this law is the reaction of 1 kg of carbon with oxygen to produce a specific amount of heat. The reaction may all occur in one step to form CO_2, or under certain conditions, it may be occur in two steps: firstly forming CO, which produces a much smaller amount of heat, and secondly, through the reaction of the CO to form CO_2. However, the sum of the heat released in the two steps is the same as the 32800 kJ/kg evolved when carbon is burned in the single step to form CO_2.

The fact that carbon can react in these two ways with oxygen is of the utmost importance in the design of combustion equipment. Firing methods must assure complete mixture of the fuel and oxygen to be certain that all of the carbon burns to CO_2 and not to CO. Failure to meet this requirement will result in appreciable losses in combustion efficiency and in the amount of heat released by the fuel, since only about 28 % of the available heat in the carbon is released if CO is formed rather than CO_2.

2.2 Common technical combustion processes

The chapter is designed for those interested in gaining a general understanding of the industry and for those interested in the interrelationship between industrial processes and the topics described in subsequent sections.

2.2.1 General fuel heat conversion

In this section, information is only given as a summary to provide an overview of different combustion techniques. Where necessary, the specific combustion processes are given in more detail in the relevant fuel chapters. Combustion techniques are generally applied at about atmospheric pressure, but can be developed for higher pressure. In all combustion systems, fuel energy (net calorific value) is converted close to 100 % to heat. This conversion efficiency is called 'fuel utilisation' and limits the overall efficiency of all processes.

Generally in most applications, this released net fuel heat is transferred to, and applied in, steam processes. The unburned carbon in ash, CO, and VOC, contain the losses of fuel energy during the combustion process.

In gasification processes for solid or liquid fuels, heat is released in two steps; first step is when the fuel is gasified and the second step is when product gas is burned. In pressurised systems, all the released heat can be directly applied to gas turbines or combustion engines after gas cleaning.

Extraction of special gaseous (or liquid) fuels leads to specific products, dealt with, i.e. in refineries and not in LCPs.

The choice of system employed at a facility is based on the loads, the availability of the fuels, and the energy requirements of the electric power generation facility. Facilities using these systems also need other ancillary processes to be performed to support the generation of electricity. These ancillary processes might include supporting operations such as, e.g. coal processing and pollution control. [21, US EPA, 1997].

2.2.2 Pulverised solid fuel firing

In more than 90 % of capacity of solid fuel combustion systems the fuel is pulverised before combustion. Two general lines are possible:

- **dry bottom ash furnace:** This type operates at temperatures far below the melting point of the ash with respect to ash quality. To avoid slagging, the ash temperature should be low enough not to stick to the wall, and ash collected at the bottom stays solid. More detailed information is given for coal combustion systems in Chapter 4.

- **slag tap furnace:** This type operates at temperatures above the melting point of the ash to ensure liquid ash with sufficient fluidity to flow down the protected walls. The liquid ash is quenched in a water filled collector. This type is often used for fuels with poor combustion characteristics and involves recycling the fly ash. The co-combustion of wastes is often easier in slag tap furnaces. More detailed information is given for fuel specific combustion systems in Chapter 4.

2.2.3 Fluidised bed combustion furnace

For this FBC type of furnace, solid fuel generally has to be coarsely milled. Fine particulates would be blown out of the fluidised bed, large particulates would stop fluidisation.

Small units operate at atmospheric pressure and static fluidisation. With growing boiler size, the application of circulating fluidised bed combustion is preferred. To utilise the whole furnace, volume particulate extraction, cyclone separation and the recycling of coarse particles to the bed is an integral part of the concept. A few pilot FBCs plants are operating at higher pressures integrating a gas turbine for flue-gas expansion. These systems are called PFBC. PFBC technology is still under development. More detailed information is given for coal or biomass combustion systems in Chapter 5.

2.2.4 Grate firing

In grate firing, the fuel used should be of smaller dimensions than the grate system. Fuel particles that are too small fall unburned through the grate, particles that are too large are not fully burned out when leaving i.e. a moving grate. More detailed information is given for coal or biomass combustion systems later.

2.2.5 Oil and gas firing

Oil and gas firing systems formed the basic design for pulverised fuel combustion. Whereas gaseous fuel is directly combusted with air, liquid fuels are sprayed into the furnace via nozzles, generating very small droplets atomised by high pressure steam and producing a high amount of volatiles. Only heavy fuel oils have significant amounts of ash. All clean gaseous and liquid fuels can be fired by burners at the bottom of the furnace. More detailed information is given for oil or gas combustion systems later.

2.2.6 Gasification/Liquifaction

Small gasification units operating at atmospheric pressure are often used for biomass near the biomass collection sites. In addition, gas from the natural gasification processes in waste landfills is used by collecting the gas from such sites. In both cases, the gas is combusted in small combustion engines or different applications.

Liquifaction of solid fuels is more complex and has been applied in refineries to produce secondary petrol for transport applications.

In gasification processes, the gaseous, liquid and remaining solid fuel are primary products.

For large power plants, gasification is more interesting under pressurised and high temperature conditions, as direct conversion of heat to electricity is possible in gas turbines and indirectly by steam turbines or combining both (combined cycles). The size and price of such systems are not generally competitive for electricity production with coal or heavy fuel oil. More detailed information is given for fuel specific gasification systems in Chapters 5 and 8.

In principle, all solid fuel combustion furnace types can be used with additional measures related to the gasification processes. The main risk to be avoided is the generation of a mixture of fuel and air within the explosive range. Intermediate products in the form of combustible gases and volatilised liquid secondary fuels can be utilised in gas turbines or combustion engines. For the direct combustion of gasified solid fuels in gas turbines, high efficient dust removal and desulphurisation of gas is required. Expensive separation processes, necessary in refineries, are not needed. This is of interest in commercial terms when prices for gaseous and liquid fuels are high compared to solid fuels. In both cases, the gasification process needs a large amount of the fuel energy reducing the overall efficiency. This loss in efficiency can be reduced by steam generation using the waste heat from the gasifier. Nevertheless, the combustion of gasified fuels generates less electricity than natural gas in gas turbines or combined cycles.

2.3 Direct conversion

2.3.1 General

The direct expansion of hot pressurised (flue) gas in gas turbines and combustion engines allows the generation of mechanical and subsequently electrical energy. Such systems have been developed from mobile systems and often are applied in remote sites like islands or like gas turbines in gas distribution networks. The transfer of combustion heat at high temperature to steam with restricted temperature is associated with exergetic losses. Due to this, interest is growing in higher temperature systems, which give higher electrical efficiency. These technologies can be started very quickly and then can solve peak demands, stabilise frequency or supply voltage. Additionally, these technologies do not necessarily need water for cooling. Nonetheless, they can be coupled to steam processes to increase the overall efficiency, i.e. a combined cycle.

As the electrical efficiency varies with ambient temperature, data for all systems converting heat to electricity are calculated at standard conditions.

2.3.2 Combustion engines

Combustion engines have one or more cylinders in which fuel combustion occurs. Engines convert the chemical energy of fuels into mechanical energy in a design similar to that of an automobile engine. The engine is attached to the shaft of the generator and provides the mechanical energy to drive the generator to produce electricity. Internal combustion generating units for power plants are typically designed to operate on either four- or two-stroke cycles.

Combustion engines are either small or medium, ranging from 2 MW to greater than 50 MW capacity. They are more efficient than gas turbines. In addition, capital costs are low, they are easily transported, and they can generate electricity almost immediately upon start-up. For this reason, internal combustion generators are often used for small loads and to provide emergency power. [21, US EPA, 1997].

Some engines (‘low speed two stroke’) can reach more than 40 MW_e; 30 MW_e are no longer an exception. These engines were derived from mobile systems generating mechanical energy for transport applications like trucks, trains and ships. In the electricity supply industry this mechanical energy is converted to electrical energy by a generator. This technique is often applied for emergency supply. Compared to gas turbines, combustion is not continuous but takes place in closed combustion chambers. During combustion, the pressure and temperature increase is very high and this allows high a conversion efficiency for small units. Most systems use diesel oil or heavy fuel oil as liquid fuel, but gaseous fuel use is also possible. Combustion engines, operating with heavy fuel oil, are cost efficient solutions for base-load electricity supplies at remote sites like islands.

2.3.3 Gas turbine

Gas turbine systems operate in a manner similar to steam turbine systems except that combustion gases are used to turn the turbine blades instead of steam. In addition to the electric generator, the turbine also drives a rotating compressor to pressurise the air, which is then mixed with either gas or liquid fuel in a combustion chamber. The greater the compression, the higher the temperature and the efficiency that can be achieved in a gas turbine. Exhaust gases are emitted to the atmosphere from the turbine. Unlike a steam turbine system, gas turbine systems do not have boilers or a steam supply, condensers, or a waste heat disposal system. Therefore, capital costs are much lower for a gas turbine system than for a steam system. In electrical power applications, gas turbines are typically used for peak demands, where rapid start-up and short runs are needed [21, US EPA, 1997].

Gas turbines in comparison to furnaces operate at elevated pressure. In gas turbines only clean fuels can be used directly, mainly natural gas often with diesel oil as the back up. Fuels containing ash need flue-gas cleaning systems at the entrance like PFBC or gas cleaning in combination with gasification. More detailed information is provided for gas combustion systems in Chapter 7.

Gas turbines are also used for emergency and peak demand, in large grids. In the case of islands, gas turbines operate with liquid fuel, mainly diesel oil in medium or base load operation.

2.4 Common technical steam processes

2.4.1 General

Most power plants operate using a steam process which uses the fuel energy to generate steam at a high pressure and temperature, both necessary for high efficiency. The heat transfer from the fuel is used to evaporate the boiler water and to overheat steam. In the steam turbine, the steam is expanded across the pressure drop in the turbine. The rate of the pressure drop depends on the cooling medium temperature. The lowest pressure defines the maximum electrical efficiency. Cooling is necessary to condense the steam.

As a compressing liquid, water consumes the least energy, boiler feed water is compressed to return into the water-steam cycle. Cooling techniques are applied to remove the condensation energy from the steam, i.e. for condensing power plants and for co-generation power plants or combined heat and power plants.

2.4.2 Vacuum condensing power plant

So-called condensing power plants use ambient cooling sources to condense the steam at the lowest available temperature and under vacuum conditions.

Seawater cooling for this reason enables the highest efficiency followed by direct cooling with water from a river. Cooling using an intermediate cooling cycle or with dry cooling towers is generally the least effective technique. A temperature gradient between the steam and the environment is necessary to limit transport energy consumption. As electrical efficiency varies with the ambient temperature, data are calculated for standard conditions.

2.4.3 Co-generation/combined heat and power

For cost effective heat production, higher temperatures are necessary compared to the temperature of a vacuum condensing power plant. The first possibility is the extraction of higher pressure steam. This steam is lost for electricity production in the low pressure steam turbine, but the temperature is high enough to supply a district heating system. The next possibility for combined heat and power, is to withdraw steam from the low pressure steam turbine with a smaller loss in electricity generation. Condensation in a back pressure system (above one atmosphere) recovers water from steam condensation at more than 100 °C. Typical district heating systems need temperatures of between 80 and 120 °C. In any case, heat extraction from an optimised water steam circuit reduces electrical efficiency. As the amount of recovered heat increases, the lost electricity can be applied as usable heat. The typical factor for recovered district heat to lost electricity is seven. With lower extraction temperatures, this factor increases. But technical and health criteria limit the lowest temperature for district heating systems. Typical fuel utilisation rates are between 75 and 90 % where high grade electricity and heat are combined as simple energy.

Combined heat and power and/or co-generation are two similar processes in the municipal district heat supply and industry. The industrial application of heat can range between high and low temperatures above ambient temperature. Depending on the temperatures available in a steam process, heat used in industry can be above the steam process or even above the gas turbine outlet temperature. In this case, the industrial heat loss can be recovered by a heat recovery steam generator to generate steam for a lower quality heat supply.

Steam processes using waste gas heat from a gas turbine, a combustion engine or 'waste' condensation heat from a steam turbine with a back pressure condensation above atmospheric pressure, can be recovered for low temperature applications. The same conditions as given for district heat applications apply for such utilisation of condensation heat. In general, industrial applications are not limited to winter periods with higher demands for district heating. Thus, industrial applications are more cost efficient under the same plant situation.

If no lower quality heat supply is available for co-generation in industry, only recovery for electricity generation with a vacuum condensing power plant is possible. In this case, fuel energy utilisation is limited similar to direct electricity generation with a heat recovery steam generator (HRSG). For this production of electricity, no additional fuel is necessary as the primary process heat demand needs all fuel. Only with increased steam temperature by supplementary firing, the production of electricity can be optimised to better efficiency. This shows, that fuel utilisation alone is not a good efficiency measure because it does not measure the quality of the CHP process.

The only reliable measure can be exergy, applied in industry as general quality measure for all kinds of energy.

Table 2.1 provides information on CHP in the EU-15 Member States and CHP as a percentage of thermal and total electricity generation in the year 1998.

Member State	CHP electricity (GWh)	Proportion of thermal electricity (%)	Proportion of total electricity (%)
Belgium	3410	9.6	4.1
Denmark	25591	66.9	62.3
Germany	41770	11.3	7.5
Greece	981	2.3	2.1
Spain	21916	22.2	11.2
France	12660	22.7	2.5
Ireland	404	2.0	1.9
Italy	44856	21.6	17.3
Luxembourg	329	87.7	22.5
Netherlands	47835	55.4	52.6
Austria	14268	76.2	24.8
Portugal	3288	12.8	8.4
Finland	25128	75.6	35.8
Sweden	9544	95.5	6.0
United Kingdom	18644	7.4	5.2
Overall EU-15	270624	21.0	10.9

Table 2.1: CHP in EU-15 and CHP as a percentage of thermal and total electricity generation in 1998
[186, Eurostat, 2001], [187, Eurostat, 2002]

2.5 Combined cycle

2.5.1 General

The use of gas turbines by utility companies is now recognised industrially, and the waste gas temperature is about 500 °C or more. This temperature creates the possibility to apply an additional steam cycle process. Such systems optimises the gas and steam processes to optimise the electric efficiency. Combined cycle principles may also be applicable to combustion engines.

Today, combined cycle systems are also used for co-generation or CHP with additional back pressure heat recovery of condensation energy. As the electrical efficiency varies with the ambient temperature, data are calculated for standard conditions.

2.5.2 Supplementary firing of combined cycle gas turbines, and repowering of existing power plants

Combined cycle gas turbines operate at maximum of electrical efficiency at full load. With 10 to 20 % supplementary firing of the heat recovery steam generator (HRSG), the overall efficiency starts to decrease but remains higher than the addition of a separate boiler. For this reason supplementary firing of a HRSG is often used for small scale peak load heat operation in industrial and district heating.

Repowering of existing coal/oil/gas fired power plants operating a steam process with an additional gas turbine is less discussed today. The main advantage of such an arrangement is the small area necessary for a gas turbine and the high flexibility of such systems.

The known applications began with the so-called ‘Kombianlagen’ (combi-plants), where the exhaust gas of the gas turbine was utilised in the steam generator as combustion air with gas or coal as fuel for the steam boiler. Coupled in the form of an existing system with coal for the steam boiler and gas for the gas turbine the gas turbine stays flexible.

Repowering of existing power plants with gas turbines or reciprocating engines will increase the electrical efficiency. The intention is to produce electricity and to also take advantage of the sensible heat of the exhaust gases generated during the combustion of natural gas in the turbine, thus increasing the energy yield of the fuel. The repowering of an existing thermal power plant can also be made by installing reciprocating engines and taking advantage of the sensible heat of the exhaust gases generated by e.g. use of a feed-water combined cycle. In addition, this implies an increase in the electrical output of the facility. The repowering takes full advantage of the existing main equipment and components, as well as of the existing auxiliary equipment and infrastructure. Power plants apply preheated air using exhaust gases to increase efficiency. In combi-plants, waste heat from the gas turbine is used for this purpose and air preheating for compressed air is limited by adiabatic heat of compression.

Repowering can be used to improve the efficiency of an existing boiler(e.g. from 40 to 45 %). It may be useful to improve energy efficiency of existing installations, when over capacity prevents the construction of new installations. The gas turbine and the boiler can be coupled in different ways depending on the actual situation.

2.6 Typical elements of a steam cycle

The process of generating electricity from steam comprises four parts: a heating subsystem (fuel to produce the steam), a steam subsystem (boiler and steam delivery system), a steam turbine (Figure 2.1), and a condenser (for condensation of the used steam).

Figure 2.1: Modern steam turbine of a coal-fired power plant [165, NWS, 2001]

Heat for the system is usually provided by the combustion of coal, natural gas, or oil. The fuel is pumped into the boiler's furnace. The boilers generate steam in the pressurised vessel in small boilers or in the water-wall tube system (Figure 2.4) in modern utility and industrial boilers. Additional elements within, or associated with the boiler, such as the superheater, reheater, economiser and air heater, improve the boiler efficiency.

Wastes from the combustion process include exhaust gases and, when coal or oil is used as fuel, ash.

High temperature, high pressure steam is generated in the boiler and then enters the steam turbine as shown schematically in Figure 2.2. At the other end of the steam turbine is the condenser, which is kept at low temperature and pressure. Steam rushing from the high pressure boiler to the low pressure condenser drives the turbine blades, which power the electric generator.

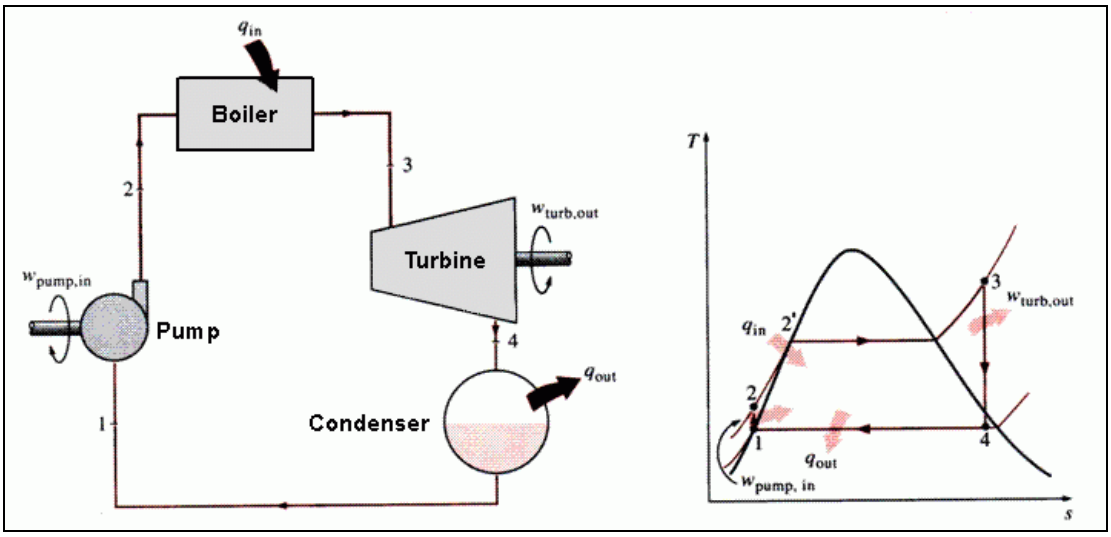


Figure 2.2: Schematic of an ideal combustion cycle
[54, Cortés and Plumed, 2000], [55, Çengel and Boles, 1994], [56, Rogers and Mayhew, 1967]

Steam expands as it works; hence, the turbine is wider at the exit end of the steam. The theoretical thermal efficiency of the unit depends on the high pressure and temperature in the boiler and the low temperature and pressure in the condenser.

A schematic figure showing the Brayton cycle describing the gas turbine process can be found in the Annex 10.1.3 of this document.

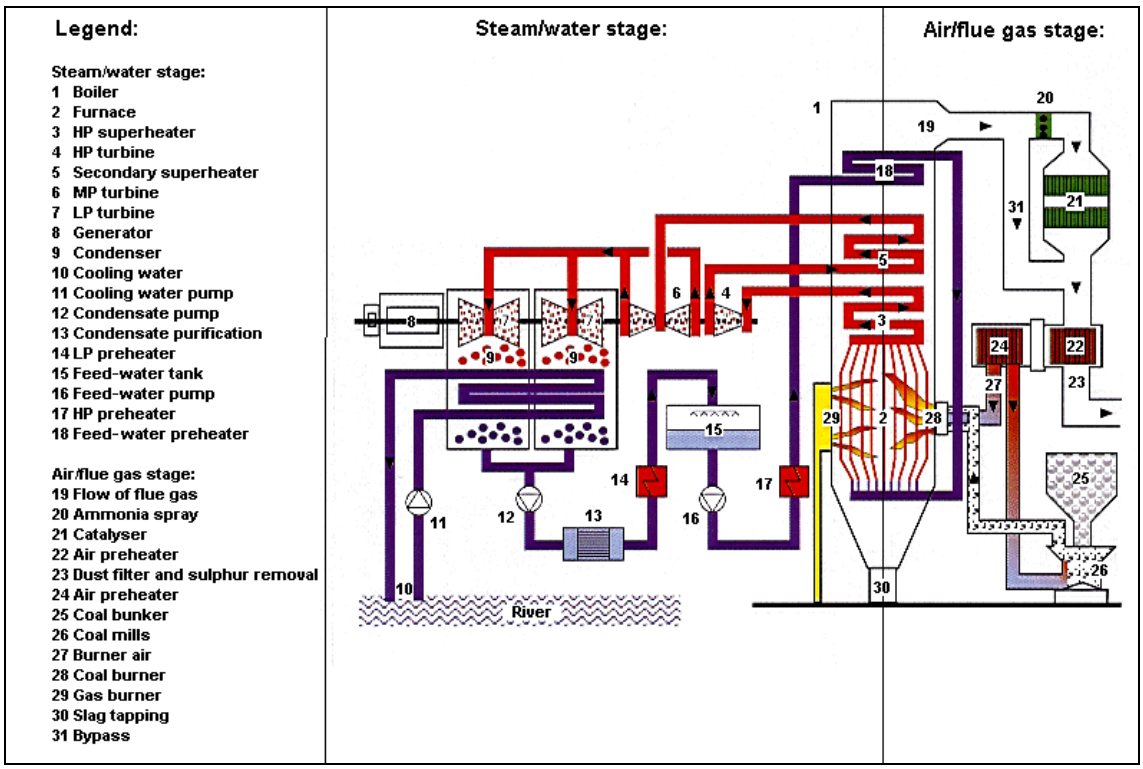


Figure 2.3: Possible concept of a power plant
[113, Verbundkraft, 2002]

Low pressure steam exiting the turbine enters the condenser shell and is condensed on the condenser tubes. The condenser tubes are maintained at a low temperature by the flow of cooling water. The condenser is necessary for efficient operation by providing a low pressure sink for the exhausted steam. As the steam is cooled to condensate, the condensate is transported by the boiler feed-water system back to the boiler, where it is used again. Being a low volume incompressible liquid, the condensate water can be efficiently pumped back into the high pressure boiler.

A constant sufficient flow of low temperature cooling water in the condenser tubes is required to keep the condenser shell (steam side) at proper pressure and to ensure efficient electricity generation. Through the condensing process, the cooling water is warmed. If the cooling system is an open or a once-through system, this warm water is released back to the source water body. In a closed system, the warm water is cooled by recirculation through cooling towers, lakes, or ponds, where the heat is released into the air by evaporation and/or sensible heat transfer. If a recirculating cooling system is used, only a small amount of make-up water is required to offset losses by evaporation and the cooling tower blowdown, which must be discharged periodically to control the build-up of solids. Compared to a once-through system, a recirculated system uses about one twentieth of the water. [21, US EPA, 1997].

2.6.1 The boiler

In general, three types of boilers are commonly used: natural circulation, forced circulation, and once-through boilers, which hold nearly 70 % of today's world market for once-through boilers. Figure 2.4 indicates the major differences between the natural circulation and the once-through boiler concept.

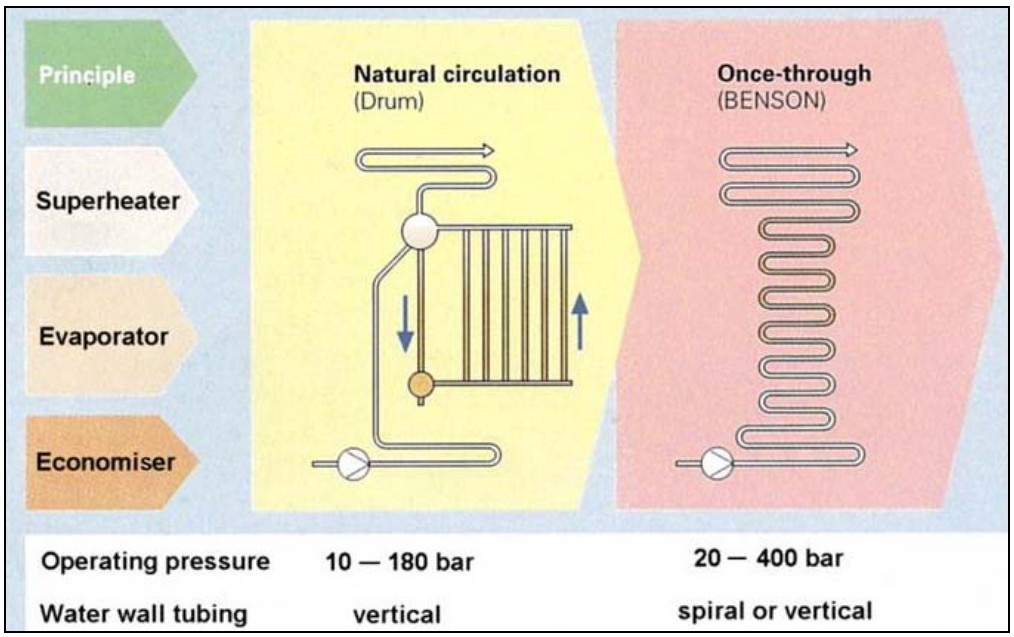


Figure 2.4: Natural circulation and the once-through boiler concept
[80, Siemens, 2000]

In natural circulation boilers, the density difference between the high temperature steam and the low temperature steam/water is used to generate a natural circulation. In forced circulation boilers additionally to the density difference, circulation is supported by circulating pumps. In once-through boilers, the water flow is determined by the feed pump, and the water is evaporated during one single passage. The advantages of the once-through boiler are:

- steam generation is possible with any pressure
- highest achievable efficiency with supercritical steam parameters
- high plant efficiency even with part loads
- short start-up times
- sliding-pressure operation with high load transients
- suitable for all fuels available on the world market.

Boiler components

The boiler or steam generator is a combination of the economiser, evaporator, superheater and the reheater:

- economiser: After the water/steam circuit, feed-water is heated in the economiser to a temperature 10 ºC below the saturation point. The economiser is the first heat-exchanger of the boiler collecting heat from the lower temperature flue-gas at the exit of the boiler
- evaporator: In the combustion chamber, the chemically bound energy of the fuel is released and transferred across the boiler and heat-exchanger walls to the water/steam circuit. The heated water is then evaporated in the boiler evaporator to at least saturated steam for subcritical pressure water/steam conditions, or to superheated steam for supercritical conditions. Usually the evaporator tubes constitute the combustion chamber walls and are aligned in a vertical or a spiral arrangement. A few modern plants work with supercritical water/steam pressure, i.e. a pressure above the critical point in the water-steam diagram. At supercritical pressure the conversion occurs without a phase transition so the evaporation energy is zero and only a peak in heat capacity represents the change in the continuous fluid

- superheater: The superheater uses the highest temperature flue-gas area of the boiler to produce superheated steam. Superheated steam has a temperature significantly above the pressure dependent condensation temperature. Such temperatures are necessary to facilitate the high pressure drop in the steam turbine and thus avoid condensation during the expansion of steam in the high pressure steam turbine. The steam expansion is coupled with a pressure drop and with the adiabatic decrease of the steam temperature. Part of this expanded steam is bled off and used to transfer heat to the feed-water
- reheater: The bulk of the steam is reheated by the flue-gas in the reheater systems to extract further work and to achieve a higher efficiency in the subsequent medium-pressure steam turbine. To optimise efficiency, supercritical plants often use a double reheat stage before steam is introduced into the low pressure steam turbine.

2.6.2 Steam turbine

In the steam turbine, the thermal energy of the steam is converted to mechanical work (i.e. turbine shaft rotation). This occurs between the steam inlet point and the condenser, with the steam expansion being used as the driving force. During this adiabatic steam expansion, the temperature of the steam decreases in association with a pressure drop from about 300 to 0.03 bar for modern LCPs. Due to the large difference in pressure, steam expansion is normally effected in three stages-the high pressure (HP), medium pressure (MP) and low pressure (LP) stages of steam turbines. In most cases, these steps allow the steam to be reheated in reheaters before re-entering the next lowest pressure step in the steam turbine.

2.6.3 Condenser

Finally, in the condenser located downstream of the low pressure section of the turbine, steam is condensed back to water (condensate). After expansion in the steam turbine, some condensation and kinetic energy remains in the steam and is not transferable to mechanical energy. Efficient condensation systems allow a reduction in the pressure of the steam turbine to well below atmospheric pressure (vacuum of down to 0.03 bar, depending on the cooling medium temperature and the cooling water mass flow). This maximises the extraction of mechanical energy from the expansion of steam in the turbine.

2.6.4 Cooling system

Cooling techniques are applied to remove the condensation energy from the steam, i.e. the thermodynamically unusable energy of the process. For some detailed information on cooling techniques, reference is given to the cooling BREF.

2.6.5 Specific costs of different power plant concepts

Specific cost information for different concepts and designs of power plants is given in [166, Müller-Kirchenbauer, 1999], [163, Müller-Kirchenbauer, 2001]. The presented concepts and designs correspond to designs which are important for today's worldwide power generation needs or which have a potential for future use (i.e. designs which are already, or which will soon be, on the market and designs with high efficiencies and whose feasibility is technically proven). For flue-gas cleaning, the cost figures also take into account the costs for the dedusting and desulphurisation (FGD) plant. The cost share for the flue-gas cleaning is higher by including the application of appropriate measures (such as SCR) to reduce NO_X emission, which are standard techniques in a large number of combustion plants operated today. Figure 2.5 shows the total investment costs (in USD) and the itemised cost breakdown for nine power plant concepts.

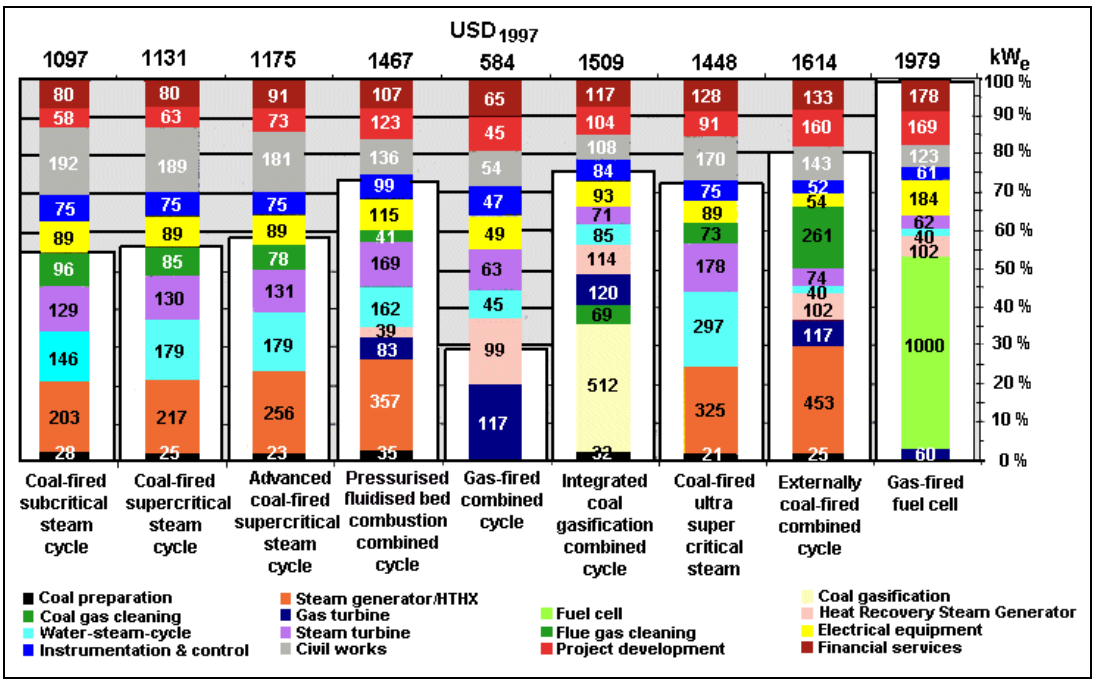


Figure 2.5: Specific investments and their structure for selected power plant concepts [163, Müller-Kirchenbauer, 2001]

There are considerable differences in the maturity of these concepts. For example, subcritical steam-cycle power plants have been in operation throughout the world for decades and have been refined and continually developed whereas other techniques are still under research and development. Step by step development of sub-critical steam cycle technology has led to supercritical steam generators which combine the advantage of high availability with higher efficiency. Steam generators for steam at 580 ºC and 260 bar have been in commercial operation for several years, and the next step, i.e. raising these parameters to 600 ºC and 300 bar, is currently taking place.

There is also an increasing amount of operational experience being gained on gas-fired combined-cycle power plants under commercial application. Pressurised fluidised bed combustion and integrated gasification combined cycles are in operation in several demonstration and pilot plants. However, concepts with ultra-supercritical steam (700 ºC and 375 bar), external coal-firing, or with fuel cells still need further research and development. [166, Müller-Kirchenbauer, 1999], [163, Müller-Kirchenbauer, 2001].

2.7 Efficiency

There are different ways of describing the efficiency of a combustion installation so it is necessary to say how the efficiency is or can be defined, and under which conditions it is measured. There are also a number of national guidelines such as [48, VDI, 1998], [52, BSI, 1974], [51, DIN, 1996] describing acceptance tests and the measurements of certain efficiencies.

The efficiencies defined below [48, VDI, 1998] are to be understood as efficiencies at a certain electrical output and normal operating mode, i.e. as the power station is operated in daily generation mode (e.g. number of mills, number of burners, with or without calorifier). They are calculated from averaged measured values attained from the values recorded over a certain period of time.

2.7.1 Carnot efficiency

The ideal efficiency of a thermal process or 'Carnot' efficiency is a measure of the quality of the conversion of heat into work between two temperature levels. The Carnot efficiency can be written as:

$$\eta_C = 1 - T_0/T$$

Here, T_0 is the ambient temperature and T the temperature at which the heat is yielded or taken up, both expressed in Kelvin (T(K) = T(ºC) + 273.15). Figure 2.6 compares the ideal (Carnot) efficiency with the efficiencies actually achieved by the combustion (thermal) techniques currently in use.

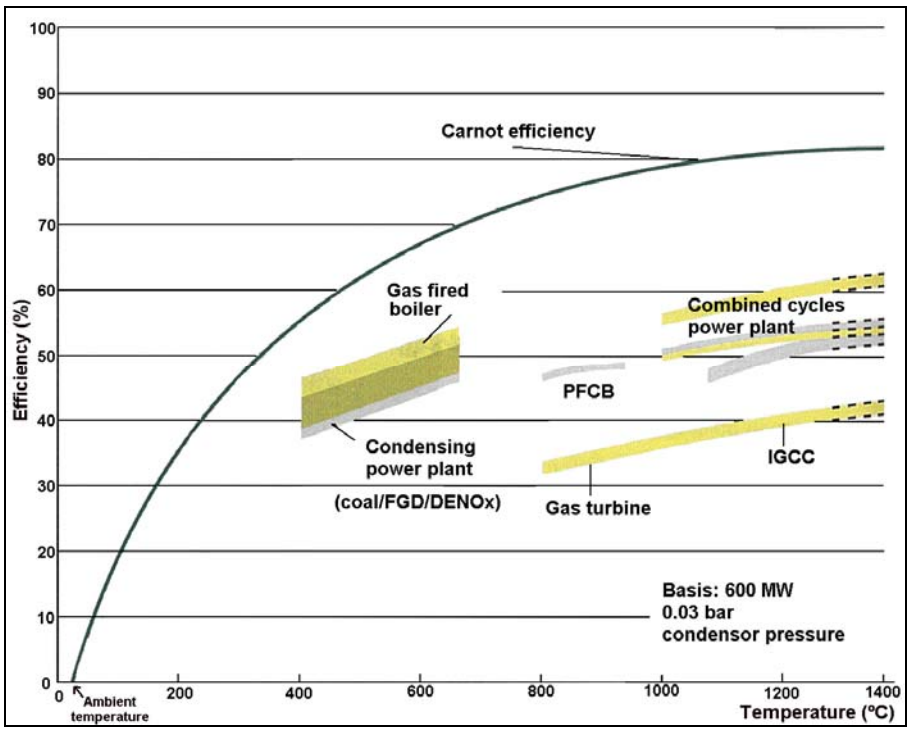


Figure 2.6: Ideal (Carnot) efficiency compared to the efficiencies actually achieved by the thermal energy generation techniques currently in use

2.7.2 Thermal efficiency

The definition of thermal efficiency considers only the actual cycle process used in the power station. The efficiency is then the ratio of the useful mechanical output to the heat flow transferred to the cycle process media (as a rule, air or water).

In this context, the useful mechanical output is the mechanical output from the turbine, when the feed pump is driven by a turbine which is operated with extraction steam from the main turbine. As the condensate pump also contributes to raising the pressure, it is considered to be part of the feed pump, from a thermodynamic point of view. Its mechanical output must therefore be subtracted from the mechanical output of the turbine. The mechanical output of the turbine, in a thermodynamic sense, is in this case the output resulting from the steam mass flow and the enthalpy difference. If the feed pump is driven by an electric motor, then the useful mechanical output is equal to the difference between the mechanical output of the turbine minus the drive outputs of the feed pump plus the condensate pump. This also applies when the feed pump is driven directly by the turbine shaft. The heat flow transferred to the process is that heat flow transferred to the water/steam cycle.

In the case of a combined gas/steam turbine process, the useful mechanical output is the mechanical output of the steam turbine plus the mechanical output of the gas turbine, when the feed pump is driven by a turbine which operates with extracted steam. However, the output of a condensate pump has to be subtracted from this. If the feed pump is driven by an electric motor, then the useful mechanical output is equal to the difference between the mechanical output of the turbine and the drive output of the feed pump plus the condensate pump. The heat flow transferred to the circuit process in a gas/steam turbine process is equal to the heat flow transferred to air in the combustion chamber of the gas turbine, plus the heat flow transferred to the water/steam cycle in the steam generator by combustion. In a pure waste heat boiler unit, the heat flow transferred to the water steam cycle is zero [48, VDI, 1998].

2.7.3 Unit efficiency

The definition of unit efficiency considers the whole power station unit as presented in Figure 2.7. Unit efficiency is then the ratio of the net electrical output to the energy supplied with the fuel. The electrical output according to this definition is the output on the high voltage side of the main transformer.

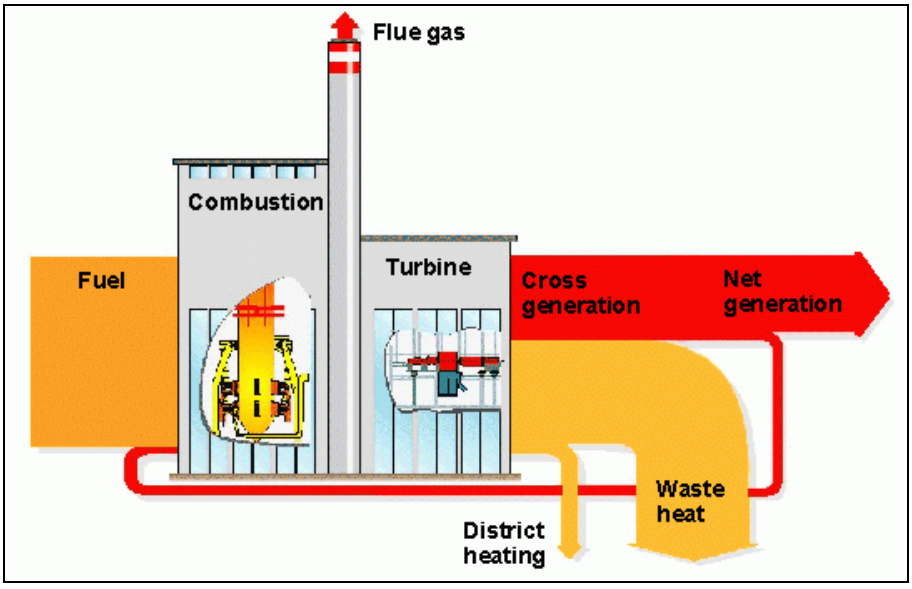


Figure 2.7: Energy transfer in a thermal power plant [64, UBA, 2000]

2.7.4 Unit efficiency for steam withdrawal

If, in a power station unit, steam is extracted for heating or process purposes, then this steam is no longer available for power generation. In order to be able to compare the unit efficiency in this case with the efficiency of pure power generation, the electrical output which could be obtained from the extracted heating steam if it were to expand to the condenser pressure, has to be added to the electrical output.

For the extraction of heating steam, a correction for the power loss is used. Such correction can be shown in the diagrams presented in [48, VDI, 1998]. In these diagrams, the power loss characteristic depends on the flow temperature, with the return temperature as a parameter for single-stage, double-stage and triple-stage heating. The diagrams apply to condenser pressures of 30, 40, 70 and 80 mbar.

In the case of process steam extraction, the condensate can only be returned to the circuit to a limited extent, if at all. This would entail diagrams with too many parameters. But the influence of the returned condensate can be separated from the influence of the extracted steam. The correction for process steam extraction is also shown in diagrams presented in [48, VDI, 1998].

2.7.5 Exergy concept and exergy efficiency

Since electricity can be converted into heat (whereas the reverse process is, of course, not completely possible) electricity has a higher value than heat. Since heat contains a greater share of convertible energy at higher temperatures than it does at lower temperatures, the quality of heat at higher temperatures is higher than at lower temperatures. These issues are considered by the concept of exergy that express the convertibility of energy in qualitative terms. This can be achieved by using quality factors (QF), which give the fraction of exergy in a total quantity of energy. The quality factor of electricity and mechanical energy is 1 (electricity is pure exergy). The quality factor of heat, however, depends on the temperature at which the heat is available. The expression for one unit of heat at temperature T into work has long been known. It is called the 'Carnot factor', and has previously been discussed in Section 2.7.1. The Carnot factor is, quite simply, the quality factor for heat. This factor is always less than 1, becoming 0 at ambient temperature [49, Electrabel, 1996].

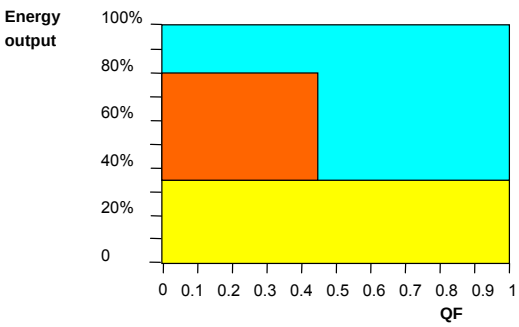
By applying such simple quality factors to the energy input ($En_{energy\ input}$) and the useful energy output ($En_{useful\ energy\ output}$) of a process, the exergetic efficiency of a combustion process can be calculated and compared to the fuel efficiency. The exergetic efficiency (η_{ex}) can then be expressed as follows (see Figure 2.8):

$$\eta_{ex} = \sum(QF \cdot En_{useful\ energy\ output})/\sum(QF \cdot En_{energy\ input})$$

By using this methodology, a comparison of the energetic and exergetic efficiencies can be made as shown in the example below.

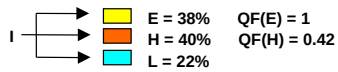
T_0 = Ambient temperature in Kelvin (0 °C =273 K)
T_W = Temperature of the supplied heat (in K)
QF = Quality factor (exergy/energy ratio)
η_C = Carnot or quality factor for heat (=1-T_0/T_W)

E = Electrical energy output (%)
H = Usable heat energy output (%)
L = Thermal losses (%)
I = Fuel energy supplied (= 100 %)



EXAMPLE : Industrial combined heat and power generation.
Gas turbine (new technology) and recovery steam boiler.

Assumptions: Tw= 473 K (200 °C)



EO = total energy output = E + H
EO = 0.78
η_{ex} = energy yield = E x QF(E) + H x QF(H)
η_{ex} = 0.55 (= 0.38 x 1 + 0.4 x 0.42)

Figure 2.8: Example demonstrating the methodology for calculating the exergetic efficiency [49, Electrabel, 1996]

The results from different types of combustion techniques are presented in Table 2.2.

Combustion Technique	Fuel energy supplied (= 100 %)	Electrical energy output (%)	Usable heat energy output (%)	External losses (%)	T_W Temperature of supplied heat (K)	Quality factor of heat (QF = 1-T_0/T)	Quality factor of electricity	Total energy output EO (fuel efficiency)	Exergetic efficiency η_{ex}
Heat generation Type: heating boiler for space heating, where T_W = 70 ºC (343 K)	100	0	90	10	343	0.2	-	**0.90**	**0.18**
Electricity generation Type: combined cycle (recent high yield combined cycle technology)	100	55	0	45	-	-	1	**0.55**	**0.55**
Industrial CHP plant Type: steam boiler + back pressure steam turbine, (where T_W = 200 ºC (473 K) steam for industrial process)	100	20	60	20	473	0.42	1	**0.80**	**0.45**
Industrial CHP plant Type: combined cycle with steam tapping, where T_W = 200 ºC (473 K) (steam for industrial process)	100	50	12	38	473	0.42	1	**0.62**	**0.55**
Industrial CHP plant Type: gas turbine (new technology) with recovery steam boiler, where T_W = 200 ºC (473 K)	100	38	40	22	473	0.42	1	**0.78**	**0.55**
Industrial CHP plant Type: gas turbine with recovery steam boiler, where T_W = 200 ºC (473 K)	100	32	48	20	473	0.42	1	**0.80**	**0.52**
Industrial CHP plant Type: gas turbine with recovery steam boiler with back pressure steam turbine where T_W = 200 ºC (473 K)	100	35	45	20	473	0.42	1	**0.80**	**0.54**
Small scale CHP plant Type: gas engine with heat-exchanger where T_W = 70 ºC (343 K) (for space heating and small-scale industrial applications)	100	35	55	10	343	0.20	1	**0.90**	**0.46**

Table 2.2: Examples of energetic and exergetic efficiencies of different types of combustion plants [49, Electrabel, 1996]

2.7.6 Influence of climate conditions on efficiency

The climate expressed in terms of wet and dry bulb temperatures is an extremely important site-specific condition. It influences both the choices of the type of cooling and the possible end temperature of the process. The contradiction of cooling with air and/or water is that when the cooling demand is high it becomes more difficult to achieve the requirements. Particularly in areas where high air temperatures and high water temperatures coincide with lower water availability during part of the year, a certain operational flexibility of the cooling system can be very important and may be achieved by combining water and air cooling. Sometimes, however, a certain loss of efficiency has to be accepted.

To reach the required end temperature, the cooling medium must have a lower temperature than the medium to be cooled, but this depends on the dry- and wet-bulb temperatures. A wet-bulb temperature is always lower than a dry-bulb temperature. The wet-bulb temperature depends on the measured temperature of the atmosphere, the humidity and the air pressure. For latent (evaporative) heat transfer, the wet-bulb temperature is the relevant temperature. It is theoretically the lowest temperature to which water can be cooled by evaporation. For sensible heat transfer, the dry-bulb (dry air) temperature is relevant, where air is the coolant.

For the selection of the type and design of the cooling system, the design temperature is important and usually relates to summer levels of the wet bulb and dry bulb temperatures. The greater the difference between these temperatures and the higher the dry bulb temperatures, the more difficult it will be to reach low end temperatures with dry air-cooled systems. As mentioned earlier, this can lead to efficiency losses. Measures can be taken to overcome the loss, but they require a certain investment.

As an example, Table 2.3 shows how, for different climate conditions in Europe, the choice of a dry or a wet cooling system can affect process efficiency losses due to the Carnot cycle. In the example, the approach for wet cooling is considered to be 4 K and this has to be added to the wet bulb temperature to get the minimum end temperature of the coolant. The approach for dry cooling is set at 12 K to be added to the dry bulb temperature. The larger the difference between the wet and the dry end temperatures, the higher the loss of efficiency (in this example), where losses of 0.35 % per K on average occur. At the same time, for example, with a 5 % efficiency loss, the efficiency of a conventional power plant would be 38.6 % instead of 40 %.

Country and station [1]		Parameter						
		Dry-bulb temp. (1 %)[2] (°C)	Wet-bulb temp (1 %)[2] (°C)	Temperature difference (K)	End temp. dry system3 (°C)	End temp. wet system[4] (°C)	ΔT wet-dry (K)	Efficiency loss[5] (%)
Greece	Athens	36	22	14	48	26	22	7.7
Spain	Madrid	34	22	12	46	26	20	7.0
France	Paris	32	21	11	44	25	19	6.7
Italy	Rome	34	23	11	46	27	19	6.7
Austria	Vienna	31	22	9	43	26	17	6.0
Germany	Berlin	29	20	9	41	24	17	6.0
Netherlands	Amsterdam	26	18	8	38	22	16	5.6
France	Nice	31	23	8	43	27	16	5.6
UK	London	28	20	8	40	24	16	5.6
Germany	Hamburg	27	20	7	39	24	15	5.3
Norway	Oslo	26	19	7	38	23	15	5.3
Belgium	Brussels	28	21	7	40	25	15	5.3
Spain	Barcelona	31	24	7	43	28	15	5.3
Finland	Helsinki	25	19	6	37	23	14	4.9
Denmark	Copenhagen	26	20	6	38	24	14	4.9
Portugal	Lisbon	32	27	5	44	31	13	4.6
UK	Glasgow	23	18	5	35	22	13	4.6
Ireland	Dublin	23	18	5	35	22	13	4.6

Notes:
1) the given data in the table are illustrative of the variation of the climate in Europe. Other references may provide slightly different data. The exact data or a site can be analysed by a meteorological institute.
2) statistically only 1 % of the maximum temperatures are above this data
3) approach 12 K
4) approach for wet system: 4K
5) loss of efficiency 0.35 % per ΔT K on average

Table 2.3: Examples of effect of climatic conditions in Europe on the lost of efficiency of power plants [45, Eurovent, 1998]

2.7.7 Relationship between efficiency and environmental issues

According to [64, UBA, 2000] increases in efficiency have the following effects on fuel consumption, waste heat and emissions:

Savings in fuel	$\Delta e = 1 - \frac{\eta_1}{\eta_2}$
Reductions in waste heat	$\Delta a = \frac{\Delta e}{1 - \eta_1}$
Reductions of CO_2 emissions	$\Delta C = 1 - \frac{\eta_1}{\eta_2}$
Reductions in pollutant gas emissions	$\Delta\varepsilon = \frac{3.6 \bullet V_R \bullet x}{H_u} \bullet (\frac{1}{\eta_1} - \frac{1}{\eta_2})$ (mg/kWh)

Variables:

η_1	*efficiency before improvement*	
η_2	*efficiency after improvement*	
V_R	*volume of air/kg fuel*	*(m^3/kg)*
x	*threshold limit value*	*(mg/m^3)*
H_u	*lower calorific value*	*(MJ/kg)*

2.7.8 Losses of efficiency in combustion plants

The heat energy resulting from the combustion of fossil fuels is transferred to the working medium (steam). During this process, part of the energy is lost in the flue-gas. The total losses from the generation of steam depend on the fuel (ash and water content, calorific value); the capacity and operation of the steam generator; the air-fuel mix; the final temperature of the flue-gas; and the mode of operation. The operation of the steam generator requires continuous surveillance. The heat losses from the steam generator can be categorised as:

- losses via the off-gas. These depend on the flue-gas temperature, air mix, fuel composition and the level of fouling of the boiler
- losses through unburned fuel, the chemical energy of which is not converted. Incomplete combustion causes CO and hydrocarbons to occur in the flue-gas
- losses through unburned material in the residues, such as carbon in bottom and fly ash
- losses via the bottom and fly ash from a DBB and the slag and fly ash from a WBB
- losses through conduction and radiation. These mainly depend on the quality of insulation of the steam generator.

In addition to the heat losses, the energy consumption needed for the **operation of auxiliary** machinery (fuel transport equipment, coal mills, pumps and fans, ash removal systems, cleaning of the heating surfaces, etc.) also has to be taken into consideration.

Poor combustion lowers the economic viability, increases the environmental impacts and is detrimental to the safety of the plant. The following parameters affect the viability of the plant and may, therefore, be monitored to keep the plant's efficiency as high as possible:

- fuel composition
- fineness of grind
- flue-gas composition (O_2, CO_2, CO)
- air mix and flue-gas volume flow
- air leaking into the combustor
- boiler fouling
- temperatures of the combustion air and flue-gases
- temperature behaviour within the heating surfaces
- reduction of draught
- flame profile
- combustible proportion of residue (annealing loss).

2.7.9 Generic technical measures to improve LCP efficiency

Co-generation (CHP)
The generation of heat (process steam or district heating) and electrical energy increases the fuel efficiency (fuel utilisation) to about 70-90 %.

Combustion
The fuel is mixed with air and burned in the boiler. It is not possible to obtain an ideal mix between the fuel and air, and therefore, more air than is necessary for stoichiometric combustion is supplied to the boiler. Furthermore, a small percentage of the fuel does not fully combust. The flue-gas temperature must be kept high enough to prevent condensation of acid substances on the heating surfaces.

Unburned carbon-in-ash
Optimisation of the combustion leads to less unburned carbon-in-ash. It should be noted that NO_X abatement technologies using combustion modification (primary measures) show a tendency of increased unburned carbon. Increased unburned carbon could also worsen and harm the quality of the coal fly ash and make it difficult, or even prevent, their utilisation for certain applications, with the risk that they may not comply with the specifications and requirements laid down in relevant national and European standards.

Air excess
The amount of excess air used depends on the type of boiler and on the nature of the fuel. Typically, 12-20 % excess air is used for a pulverised coal-fired boiler with a dry bottom. For reasons of combustion quality (related to CO and unburned carbon formation), and for corrosion and safety reasons (e.g. risk of explosion in the boiler) it is often not possible to reduce the excess air levels further.

Steam
The most important factors in increasing efficiency are the highest possible temperature and pressure of the working medium. In modern plants the partially expended steam is reheated by one or more reheating stages.

Flue-gas temperature
The flue-gas temperature leaving the clean boiler (depends on the fuel type) is traditionally between 120 and 170 °C, due to risks of acid corrosion by the condensation of sulphuric acid. However, some designs sometimes incorporate a second stage of air heaters to lower this temperature below 100 °C, but with special claddings on the air heater and the stack, which makes this reduction economically unprofitable. By power plants designed without stacks, the flue-gas temperature is between 65 and 70 °C.

Vacuum in the condenser
After leaving the low pressure section of the steam turbine, the steam is condensed in condensers and the heat released into the cooling water. In order to ensure the maximum pressure drop over the steam turbines, it is desirable to reduce the vacuum to a minimum. In general, the vacuum is dictated by the temperature of the cooling water which is lower with once-through cooling systems than with a cooling tower. The best electrical efficiency is possible by seawater or fresh water cooling and a condenser-pressure with approximately 3.0 kPa. The preferred option is to use seawater or river water if this available.

Variable pressure and fixed pressure operation
In fixed pressure operations, the pressure before the turbines at all load levels is kept more or less constant by changes in the flow cross-section at the turbine inlet. In variable pressure operations with the turbine inlet cross-section at its maximum, the power output is regulated by changes in the pressure before the turbines.

Condensate and feed-water preheating
The condensate coming out of the condenser and the boiler feed-water are heated by steam to just under the saturation temperature of the extracted steam. The thermal energy from the condensing process thus feeds back into the system, reducing the amount of heat otherwise released from the condenser, therefore improving the efficiency.

The optimisation measures taken to improve the efficiency of power plants between 1993 and 2000 which resulted in a CO_2 reduction of 11.0 million tonnes per year, are shown in Figure 2.9.

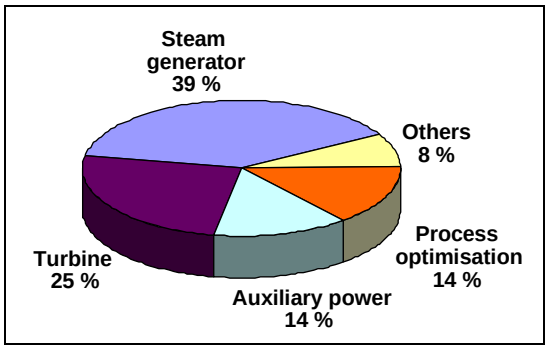


Figure 2.9: Improvements in the efficiency of power plants between 1993 and 2000 [134, Hourfar, 2001]

3 ALLGEMEINE VERFAHREN UND TECHNIKEN ZUR VERMINDERUNG DER EMISSIONEN VON GROSSFEUERUNGSANLAGEN

Zur Verminderung von Emissionen aus Feuerungsanlagen zur Energieerzeugung bieten sich unterschiedliche Verfahren, Techniken und Anlagenmodifikationen an. Vielfach sind die Techniken gleichermaßen für die meisten fossilbefeuerten Anlagen einsetzbar und werden daher in diesem Kapitel gemeinsam behandelt, um Wiederholungen in den brennstoffspezifischen Kapiteln zu vermeiden.

Dieses Kapitel bietet ausführliche Beschreibungen und Informationen über folgende allgemeine Techniken, Verfahren und Problemkreise:

- Primärmaßnahmen
- Techniken zur Emissionsminderung von Staub
- Techniken zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen
- Techniken zur Verminderung von Stickstoffoxidemissionen
- Kombinierte Techniken zur Verminderung von Schwefeloxid und Stickstoffoxidemissionen
- Techniken zur Verminderung von Schwermetallemissionen
- Techniken zur Verminderung anderer Schadstoffe aus der Verfeuerung fossiler Brennstoffe
- Verminderungstechniken bei Einleitung in das Wasser
- Verminderungstechniken bei Einleitung in den Boden
- Kühltechniken
- Emissionsüberwachung und Berichterstattung
- Managementsysteme

Die Bestimmung der Besten Verfügbaren Techniken (BVT) zur Verfeuerung spezifischer Brennstoffe (Kohle und Braunkohle, Biomasse und Torf, flüssige und gasförmige Brennstoffe sowie mitverbrannte Abfälle und Ersatzbrennstoffe), die von der Technischen Arbeitsgruppe festgelegt wurden, sind entsprechend Gegenstand der Kapitel 4 bis 8.

Die Darlegungen der verschiedenen Teile von Techniken, die bei der BVT-Bestimmung in diesen Kapiteln zu betrachten sind, enthalten eingehendere Informationen über Brennstoffe z.B. die Art der Technikverbesserungen, und unterscheiden sich von der allgemeinen Beschreibung. Sie bieten auch Daten über erreichbare Emissionsniveaus in brennstoffspezifischen Bereichen. Dieser Ansatz wurde gewählt, um Wiederholungen in den Ausführungen auf ein Mindestmaß zu beschränken und allgemeine Informationen und Verfahren kapitelübergreifend verwenden zu können.

Mit Ausnahme des Umweltschutz-Management-Systems (UMS), werden BVT nicht für die in diesem Kapitel erläuterten allgemeinen Verfahren spezifiziert, sondern die verschiedenen allgemeinen Verfahren und Techniken werden zur Bestimmung der BVT mit herangezogen und tragen somit zu den in den Kapiteln 4 bis 8 beschriebenen BVT bei. Da die in diesem Kapitel dargelegten Techniken auch zur Verminderung der allgemeinen Emissionen geeignet sind, können sie auch zusätzlich auf die Vorgehensweise einwirken, mit der bestehende Anlagen verbessert werden können.

Kapitel 3 ist im Zusammenhang mit den Kapiteln 4 bis 8 zu sehen, um ein vollständiges Bild einer fossilbefeuerten Anlage zu erhalten und die Wege zu verdeutlichen, auf denen sich die Auswirkungen auf die Umwelt insgesamt verringern lassen.

Der Öffentlichkeit steht eine Vielzahl von Berichten, Büchern und sonstigen Dokumenten zur Verfügung, die sie über Emissionsminderung (besonders im Hinblick auf Luft und Wasser) sowie über Abfallerzeugung und Optionen zur Wiederverwendung von Rückständen informieren. Hinsichtlich der gegenwärtigen Verfahren zur Verminderung von Luftemissionen aus Großfeuerungsanlagen hat die Europäische Kommission (DG Transport und Energie) eine detaillierte technische Dokumentation über Abgasreinigung [33, Ciemat, 2000] veröffentlicht. Dieses Dokument wurde im Rahmen der ‘Thermie-Programme’ erstellt und bietet Hintergrundmaterial zum Prüfen von Techniken für die Verminderung von Luftemissionen. Ausführliche technische Angaben können der Originaldokumentation entnommen werden.

Die Verminderung der Emissionen von Großfeuerungsanlagen kann auf unterschiedliche Weise erfolgen, doch generell untergliedern sich diese Maßnahmen in zwei Kategorien: Primärmaßnahmen und Sekundärmaßnahmen:

Primärmaßnahmen: Integrierte Maßnahmen zur Emissionsminderung an der Entstehungsquelle oder während des Feuerungsprozesses, einschließlich:

- Maßnahmen der Brennstoffbereitstellung
- Feuerungsmodifikationen.

Sekundärmaßnahmen:

End-of-pipe-Maßnahmen: Reduzierung von Emissionen in die Medien Luft, Wasser und Boden.

3.1 Einige Primärmaßnahmen zur Emissionsverminderung

3.1.1 Brennstoffumstellung

Die mögliche Umstellung von festem auf flüssigen oder gasförmigen Brennstoff und von flüssigem auf gasförmigen Brennstoff wird hierbei nicht berücksichtigt, weil die Durchführbarkeit einer Brennstoffumstellung in technischer, wirtschaftlicher und politischer Hinsicht weitgehend durch die jeweiligen ortsspezifischen Umstände bedingt ist. Vielmehr wird der Einsatz von Brennstoffen mit geringerem Anteil an Schwefel, Stickstoff, Kohlenstoff, Quecksilber usw. allgemein als Option betrachtet.

Kohlewaschanlagen stellen nach wie vor eine Technik zur Verminderung der Emissionen von Asche und Schwefeldioxid dar. Wichtiger noch ist, dass dies für einen Betreiber eine kostengünstige Maßnahme zur Emissionsminderung sein kann. Techniken zur Brennstoffaufbereitung kommen jedoch hauptsächlich bei dem Brennstofflieferanten zum Einsatz, weshalb nicht weiter darauf eingegangen wird, da dies den Rahmen dieses BVT-Merkblatts sprengen würde.

3.1.2 Feuerungsmodifikationen

Die dem Feuerungssystem zugeführten Zusatzstoffe unterstützen die vollständige Verbrennung, doch sie können auch als Primärmaßnahmen zur Emissionsminderung von Staub-, SO_2-, NO_X- und brennstoffspezifischen Spurenelementen dienen.

Maßnahmen im Hinblick auf die Feuerung lassen sich durch Feuerungsmodifikationen realisieren:

- Kapazitätseinschränkung
- Brennermodifikationen
- Feuerungsmodifikationen im Brennraum
- Luft- und Brennstoffmodifikationen (z.B. Abgas-Rückführung, Brennstoff-Luft-Vormischung, Einsatz von Zusatzstoffen, Brennstoffmischung, Trocknung, intensiveres Feinmahlen, Vergasung, Pyrolyse).

Mögliche Maßnahmen für Feuerungsmodifikationen werden in der Tabelle 3.1. dargestellt. Speziell für den angewandten Brennstoff und das Feuerungssystem geltende Angaben zu diesen Primärmaßnahmen werden in den Kapiteln 4-8 erläutert. Primärmaßnahmen in Verbindung mit Verbrennungsmotoren werden in den Kapiteln 6 und 7 dargelegt.

Feuerungs-modifikationen	Kapazitäts-einschränkung	Luft- und Brennstoff-modifikationen	Brenner-modifikationen	Feuerungs-modifikationen im Brennraum
Festbrennstoffe, Staub-Minderung	Geringerer Massenstrom und höherer Sauerstoff-	Vortrocknung, Vergasung, Pyrolyse von Brennstoff, Brennstoffzusätze d.h.	Flüssigascheaus-trag, Zyklon-brenner bei	Flüssigasche-austrag, Schmelzfeuerung; zirkulierende

	überschuss verringern Temperatur und Schlackebildung	niedrigschmelzende Zusatzstoffe für Schmelzfeuerung mit Flüssigascheaustrag (getestet bei Kohlenstaubdruckfeuerung für Gasturbinen)	Schmelzfeuerung	Wirbelschichtfeu-erung, Grobasche-Minderung
Festbrennstoffe, SO_2-Minderung	Niedrigere Temperatur verringert Schwefel-verflüchtigung	Einsatz von schwefel-armen Brennstoffen und Sorbenzien z.B.. Kalk- und Kalkstein für Wirbelschichtfeuerung	Brenner mit separater Zusatzstoffein-sprühung	Luft-Eindüsung von Absorbens, d.h. Kalkstein, über Feuerung
Festbrennstoffe, NO_X-Minderung (Minderung der NO_X Entstehung)	Niedrigere Temperatur	Brennstoff mischen und feinmahlen, Abgas-Rückführung reduziert NO_X-Entstehung	Low-NOx-Brenner	Gestufte Feuerung und Brennstoff-stufung
Flüssigbrennstoffe, Staub-Minderung	Niedrigere Temperatur verringert Schlackebildung	Vergasung, Pyrolyse von Brennstoff, Zusatzstoffe zur rußarmen für Verbrennung	-	Optimierte Feuerung
Flüssigbrennstoffe SO_2-Minderung	-	Einsatz von schwefelarmen Brennstoffen und Zusatzstoffen zur Absorption	-	-
Flüssbrennstoffe, NO_X -Minderung (Minderung der NO_X -Entstehung)	Niedrigere Temperatur	Abgas-Rückführung	Low-NOx-Brenner	Gestufte Feuerung*, Brennstoffstufung Wasser- u. Dampf- -Eindüsung**
Gasförmiger Brennstoff, Staub-Minderung				Optimierte Feuerung
Gasförmiger Brennstoff, SO_2-Minderung				
Gasförmiger Brennstoff, NO_X-Minderung (Minderung der NO_X Entstehung)	Niedrigere Temperatur	Abgas-Rückführung Brennstoff-Luft-Vormischung**	Low-NOx-Brenner	Gestufte Feuerung*,*** Brennstoffstufung Wasser- u. Dampf- -Eindüsung **
Hinweise: * nicht zutreffend bei bestehenden Gasturbinen ** nur bei Gasturbinen angewandt *** gestufte Feuerung mit unterschiedlicher Anwendung bei Gasturbinen und Feuerungsanlagen				

Tabelle 3.1: Primärmaßnahmen zur Emissionsminderung
[58, Eurelectric, 2001]

Die Zugabe von Zusatzstoffen zum Brennstoff kann eine Maßnahme auf der Ebene der Brennstoffbereitstellung bei kleinen Feuerungsanlagen bzw. eine primäre feuerungstechnische Maßnahme bei einer Großfeuerungsanlage (GFA) sein. Die für eine optimierte Verbrennung in GFA notwendigen integrierten Maßnahmen zur Brennstoffmodifikation, beispielsweise Brennstoffgemische, Brennstoffzusätze, Zerkleinerung und Mahlen von Festbrennstoffen, werden, sofern zutreffend, in den Kapiteln 4, 5, 6 und 8 abgehandelt. Zu einigen brennstoffseitig integrierten Maßnahmen bei GFA, die derzeit in Entwicklung sind, gehören spezielle integrierte Brennstoff-Aufbereitungstechniken. Dies schließt auch Maßnahmen zur Erhöhung des Wirkungsgrades wie beispielsweise das Vortrocknen von Festbrennstoffen und das Vergasen oder die Pyrolyse von Fest- oder Flüssigbrennstoffen mit der erforderlichen Gasreinigung für den Kombikraftwerksbetrieb.

Bei der Anwendung von Vergasung oder Pyrolyse fallen Zwischenprodukte an wie z.B. Kohlegas und Erdölkoks, die auch Ersatzbrennstoffe sind, und daher werden diese zusammen mit den gasförmigen und festen Brennstoffen in den Kapiteln 4 bzw. 6 behandelt.

3.2 Techniken zur Verminderung von Staubemissionen

Bei der Verfeuerung von fossilen Brennstoffen werden Mineralien (anorganische Verunreinigungen) zu Asche umgewandelt und verlassen den Dampfkessel teils als Flugasche zusammen mit dem Abgas. Die im Abgas als Flugasche mitgerissenen Staubpartikel stellen die Primärpartikel dar, die in die Vorrichtung zur Staubminderung gelangen. Die Merkmale und die Menge der Flugasche hängen vom verwendeten Brennstoff ab, beispielsweise von der mineralischen Zusammensetzung der Kohle und vom Feuerungstyp. Die Wirksamkeit der Vorrichtung zur Staubminderung wird durch Änderungen bezüglich des elektrischen Widerstandes und der Kohäsionskraft der Flugasche beeinträchtigt, die von der mineralischen Zusammensetzung der Kohle als Brennstoff und von der Menge des unverbrannten Kohleanteils in der Flugasche abhängt. Die Art der Feuerung beeinträchtigt die Verteilung der Staubpartikelgröße in der Flugasche und somit auch die Staubemissionen. Feinstäube können höhere Konzentrationen von Schwermetallen als Grobstaub enthalten. Das liegt daran, dass Feinstaubteilchen über eine größere Gesamtoberfläche verfügen, auf der Spurenelemente (Schwermetalle) wie beispielsweise Quecksilber kondensieren können.

Allgemein finden verschiedene Technologien wie z.B. Elektrofilter, Gewebefilter und Nassentstauber Anwendung um Staub aus dem Abgas zu entfernen. Weil mechanische Staubabscheider wie z.B. Zyklone und SO_3-Eindüsungen nicht allein angewandt werden können, werden diese Techniken nicht in diesem Dokument berücksichtigt oder beschrieben. Abbildung 3.1 zeigt eine Übersicht der gegenwärtig verwendeten Vorrichtungen zur Staubminderung.

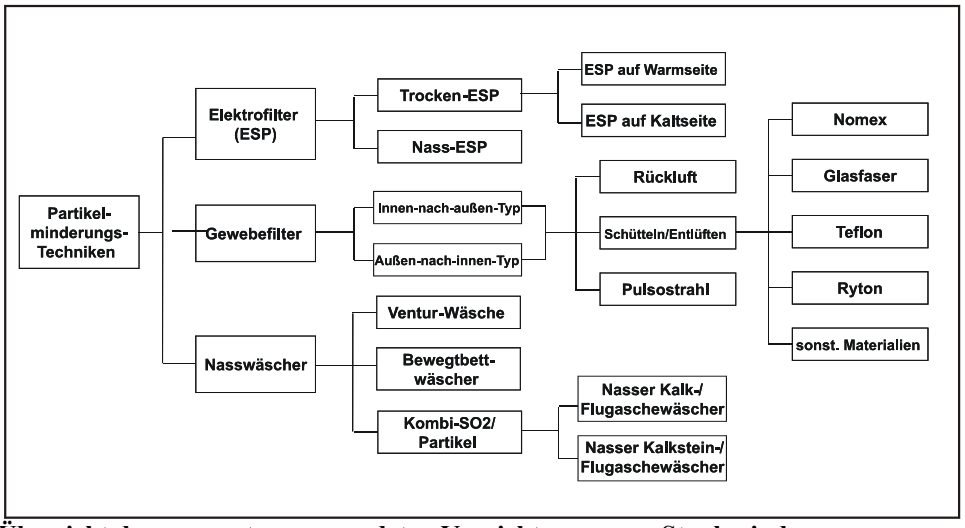


Abbildung 3.1: Übersicht der momentan verwendeten Vorrichtungen zur Staubminderung

Elektrofilter mit fixierten/starren Elektroden sind die derzeit bedeutsamste Technologie. Kaltseitige Elektrofilter sind dem Luftvorwärmer nachgeschaltet und arbeiten im Temperaturbereich von 80-220 °C. Warmseitige Elektrofilter sind dem Luftvorwärmer vorgeschaltet, wo die Betriebstemperatur in einem Temperaturbereich von 300-450°C liegt. Jedoch haben Gewebefilter (GF), deren Arbeitstemperatur i.d.R. zwischen 120 und 220°C beträgt, in den letzten Jahren stärker an Bedeutung gewonnen. Was die Lebensdauer von Filterschläuchen betrifft, so hat ein GF, der einer Kohlenfeuerungsanlage nachgeschaltet ist, eine geschätzte Lebensdauer zwischen 5000 und 18000 Betriebsstunden. Was die Lebensdauer von Elektrofiltern betrifft so können sich nach 5000 Betriebsstunden kleine Risse an den Emitterelektroden bilden. Die Wahl zwischen einem Elektrofilter und einem Gewebefilter hängt allgemein vom Brennstofftyp, der Anlagengröße, dem Dampfkesseltyp und der Konfiguration ab. Die Technologien beider Einrichtungen sind hocheffizient für die Staubabscheidung, wobei eine weiter gehende Verbesserung durch eine Abgaskonditionierung erzielt werden kann. Zur Entaschung wird die Gewebefiltertechnik nur in einigen Anlagen in Südafrika, den USA, Australien und Polen angewandt. Elektrofilter und Gewebefilter werden auch zur Minderung von PM_{10}, $PM_{2.5}$ und Quecksilber verwendet. Bei speziellen Kohlearten wird eine SO_3-Eindüsung mit einem Elektrofilter kombiniert zur Verminderung von Staubemissionen eingesetzt. Nassentstauber werden zur Staubabscheidung bedeutend seltener benutzt als Elektrofilter und Gewebefilter und zumeist nur in den USA. Sie können höheren Stromverbrauch verursachen und haben generell einen geringeren Wirkungsgrad der Staubabscheidung, insbesondere von Feinstaub, verglichen mit Elektrofiltern und Gewebefiltern. Das ist bei Nasswäschern, die zur Entschwefelung benutzt werden, nicht der Fall; diese bewirken eine zusätzliche Minderung der Staubemissionen.

3.2.1 Elektrofilter

Elektrofilter finden vielfach in Großfeuerungsanlagen Anwendung und können unter unterschiedlichsten Temperaturen, Drücken und Staubfrachten betrieben werden. Sie sind nicht besonders empfindlich hinsichtlich der Staubpartikelgröße und fangen Staub sowohl unter nassen als auch trockenen Bedingungen auf. Sie sind konstruktiv korrosions- und verschleißarm ausgelegt [27, Theodore und Buonicore, 1992], [28, Soud, 1993], [29, Soud, 1995], [30, VDI, 1998], [33, Ciemat, 2000]. Abbildung 3.2 veranschaulicht eine typische Elektrofilter-Konfiguration.

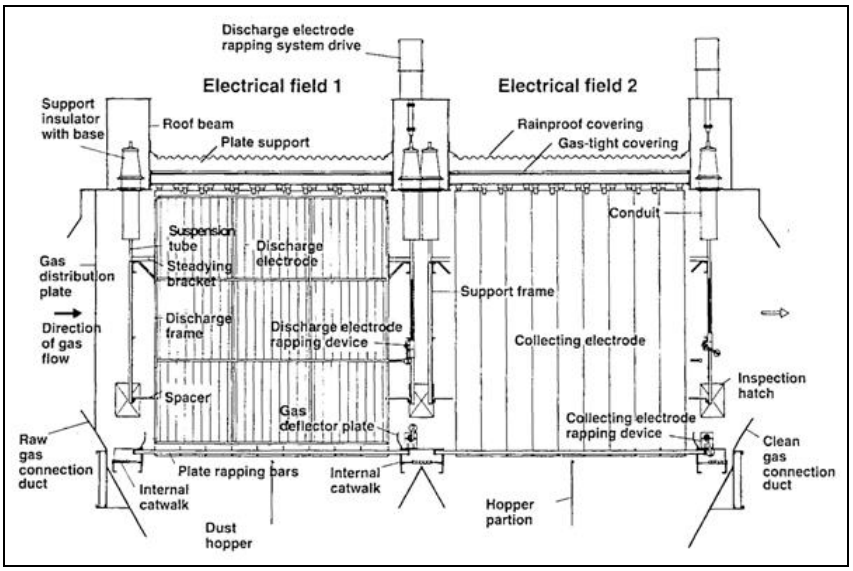


Abbildung 3.2: Typisches Konfigurationsschema eines Elektrofilters
Hinweis: Es ist nur ein zweifeldriger Elektrofilter dargestellt; Großfeueurungsanlagen sind üblicherweise mit Elektrofiltern mit drei bis fünf Feldern ausgestattet, abhängig von den jeweiligen Brennstoffparametern
[36, Lurgi, 1999]

Übersetzung der Bildbeschriftungen:

Discharge electrode rapping system drive:	*Entladeelektrode d. Rüttlerantriebr;*	*S Conduit:*	*Leitungsrohr;*
Electrical field:	*elektr. Feld*	*Collecting electrode:*	*Sammelelektrode;*
Support insulator with base:	*Stützisolator mit Basis;*	*Direction of gas flow:*	*Gasstromrichtung;*
Roof beam:	*Dachbalken;*	*pacer:*	*Abstandshalter;*
Plate support:	*Plattenhalterung;*	*Gas deflector plate:*	*Gasablenkplatte;*
Rainproof covering:	*regendichte Abdeckung;*	*Collecting electrode rapping device:*	*Sammelelektrode - Rüttler;*
Gas-tight covering:	*gasdichte Abdeckung;*	*Raw gas connection duct:*	*Rohgas-Verbindungskanal;*
Gas distribution plate:	*Gasverteilerplatte;*	*Internal catwalk:*	*interner Laufsteg;*
Suspension tube:	*Suspensionsleitung;*	*Plate rapping bars:*	*Plattenrüttlerstäbe;*
Steadying bracket:	*Stabilisierungsklammer;*	*Dust hopper:*	*Staubsammelbehälter;*
Discharge electrode rapping device:	*Entladeelektrode - Rüttler;*	*Hopper portion:*	*Sammlerabschnitt;*
Support frame:	*Stützrahmen;*	*Inspection hatch:*	*Kontrollfenster;*
		Clean gas connection duct:	*Reingas-Verbindungsrohr*

Ein Elektrofilter setzt sich aus einem Filtergehäuse mit darunter angeordneten Staubsammeltrichtern sowie reihenweise angeordneten Abscheideplatten zusammen, durch deren Zwischenräume das Abgas strömt. Zentral sind in jedem Durchgang Sprühelektroden mit einem angelegten Hochspannungsgleichstrom positioniert, der durch einen Wandler/Gleichrichtersatz (W/G) eingespeist wird. Zwischen den Elektroden besteht ein mittels Gleichstrom erzeugtes elektrisches Feld von geringer Stärke aber hoher Spannung (100 kV). Die anliegende hohe Spannung reicht aus, um die Gasmoleküle dicht an den Elektroden zu ionisieren, wodurch eine sichtbare Korona entsteht. Der Gasionenfluss verläuft von den Sprühelektroden durch die Gaspassagen zu den geerdeten Sammelplatten und bildet den so genannten Koronastrom.

Beim Passieren des Abgases treffen die geladenen Ionen auf die im Gas schwebenden Flugaschepartikeln, an die sie sich heften. Das elektrische Feld zwingt die geladenen Staubpartikel aus dem Gasfluss heraus und hin zu

den geerdeten Sammelelektroden, wo sie sich absetzen und eine Schicht bilden. Die Platten werden mithilfe eines Rüttlersystems periodisch gereinigt, um diese Schicht abzulösen, sodass die agglomerierte Masse in die Staubsammeltrichter fällt. Praktisch untergliedert sich ein Elektrofilter in mehrere Felder (in der Praxis allgemein bis zu fünf Felder). Meistens ist der Elektrofilter dem Luftvorwärmer oder Abgasvorwärmer nachgeschaltet und wird als kaltseitige Einheit bezeichnet. In Ausnahmefällen wird er dem Luftvorwärmer vorgeschaltet, um den Vorteil der höheren Temperatur auszunutzen. In diesem Fall wird er die warmseitige Einheit genannt.

Das Abscheiden des Staubes aus dem Gasstrom erfolgt in einem Vierstufenverfahren:

- elektrische Aufladung des Staubs
- Eintreten des elektrisch geladenen Staubs in ein elektrisches Feld
- Ablagern (Agglomeration) des Staubs an den Sammelelektroden
- Entfernen des Staubs von der Elektrodenoberfläche

Die Leistung eines Elektrofilters errechnet sich aus der Deutsch-Formel, die die Effizienz zur gesamten Oberfläche der Sammelelektroden, dem Volumenstrom der Gase und zur Migrationsgeschwindigkeit der Staubpartikel ins Verhältnis setzt. Es ist daher besonders wichtig, die Oberfläche der Sammelelektroden im Hinblick auf einen bestimmten Staubanfall maximal zu gestalten. Aus diesem Grund werden in der heutigen Praxis weite Elektrodenabstände benutzt. Praktisch wiederum kommt es auf die zweckmäßige Gleichrichterkonstruktion und Steuerung an.

In der Industrie werden zweckmäßig konstruierte Gleichrichter bei denen separate Gleichrichterabschnitte für jedes Feld oder jeden Feldbereich eines Elektrofilters vorhanden sind verwendet. Auf diese Weise kann die anliegende Spannung in der Eingangs- und der Ausgangszone variiert werden, um die verminderte Staubfracht zum Ausgang hin zu berücksichtigen und es zu ermöglichen, den Feldern fortlaufend höhere Spannung ohne Funkenbildung zuzuführen. Gute Konstruktion spielt auch bei der Anwendung automatischer Steuerungssysteme eine Rolle. In einem speziellen Bereich halten sie die an den Elektroden anliegende optimale Hochspannung (HS) konstant, ohne dass sich Funken bilden. Eine automatische Steuerung sorgt dafür, dass maximale Spannung ohne Funkenbildung anliegt und die Hochspannung konstant variiert. Bei einer anliegenden Hochspannung mit festem Vorgabewert ist es unwahrscheinlich, den optimalen Wirkungsgrad im Abscheidungsverfahren zu erzielen.

Der spezifische Widerstand (das Gegenteil zur Leitfähigkeit) des Staubs ist von besonderer Wichtigkeit. Ist er zu niedrig, verlieren die Staubpartikel, die die Sammelelektrode erreichen, leicht ihre Ladung, und es kann zu erneutem Staubmitreißen kommen. Ist der spezifische Widerstand des Staubs zu hoch, so wird eine Isolierschicht auf der Elektrode gebildet, die eine normale Koronarentladung verhindert und die Staubfangwirkung (Back-Corona-Effekt) einschränkt.

Die Verteilung der Staubpartikelgröße beeinflusst ihre Migrationsgeschwindigkeit. Bei Partikeln von weniger als 1µm verhält sich die Migration umgekehrt proportional zum Partikeldurchmesser und wird unabhängig von der Staubpartikelgröße bei Partikeln von über 1µm. Zudem kann eine hohe Beladung mit Feinstaubpartikeln zu wesentlichen Veränderungen der elektrischen Bedingungen in einem Elektrofilter führen. Im Elektrofilter werden die Staubpartikel im Abgas in einer ionischen Raumladungswolke aufgeladen. Die Art der Raumladung ändert sich mit veränderter Verteilung der Staubpartikelgröße und der Abgasbeladung. Die Staubpartikelraumladung steigt mit der Anzahl von Partikeln je Volumeneinheit des in den Elektrofilter strömenden Abgases. Erhöhter Feinstaubanteil und eine relativ hohe Migrationsgeschwindigkeit der Stäube bei höherer Abgasbeladung kann zur erhöhten Raumladung mit nachfolgendem elektrischen Kurzschluss führen. Der Koronarstrom im Eingangsfeld kann durch erhöhte Raumladung unterdrückt werden. Stark erhöhte Raumladung kann bewirken, dass der Koronarstrom im gesamten Elektrofilter unterdrückt wird.

Die Verteilung des Abgasstroms beeinflusst den Gesamtwirkungsgrad von Elektrofiltern. Eine gleichförmige Verteilung der Abgasgeschwindigkeit ist im gesamten Querschnitt wünschenswert, da sie den maximalen Wirkungsgrad der Felder bei der Staubabscheidung sichert. Um die beste Abscheideleistung des Filters zu erreichen, wird der Gasstrom durch die Felder so optimiert, dass seine Strömung gleichförmig erfolgt; dadurch wird verhindert, dass Gas das elektrische Feld umgeht. Durch die korrekte Konstruktion der Zugangsleitung und

durch Vorrichtungen zur Gasstromverteilung im Einlassstutzen lässt sich ein gleichförmiger Gasstrom im Abscheidereingang erzielen.

Beim Abklopfen der Flugascheschicht (Filterkuchen) von den Sammelelektroden in die Staubsammeltrichter kann ein erneutes Mitreißen erfolgen. Der Staub wird aus der Flugasche herausgetragen und wieder dem Abgas zugeführt. Durch das erneute Mitreißen ins Abgas kann der Wirkungsgrad wesentlich beeinträchtigt werden. Folglich hängt die Elektrofilter-Effizienz stark von der Filtergehäusegröße ab. Eine Effizienzerhöhung bringt höhere Kosten mit sich. Die Vorgabe rechtsverbindlicher Anforderungen zur Verminderung von Feinstaubemissionen hat verschiedene Forschungsprojekte bewirkt, deren Ziel die Verbesserung des Wirkungsgrads dieser Technologie ist.

Bei mäßigem Schwefelgehalt im Abgas wird der spezifische Widerstand des Staubes verringert, was eine bessere Staubabscheidung ermöglicht. Ungleichmäßige Gasverteilung im Filter kann jedoch dazu führen, dass sich innerhalb des Gehäuses kühlere Teile befinden. Je höher der Schwefelgehalt des Brennstoffs ist, desto höher kann der Taupunkt liegen. Treten diese beiden Bedingungen gleichzeitig auf, d.h. ungleichmäßige Temperaturverteilung und ein höherer Taupunkt der Schwefelsäure, so besteht ein höheres Risiko für Materialschäden und somit ein höheres Ausfallrisiko für die Anlage.

Probleme können sich auch während der Feuerung von Brennstoffen ergeben, die flüchtige Stoffe bilden, da die flüchtigen Stoffe die Staubpartikel einhüllen können und deren Abscheidungseffektivität beeinträchtigen. Diese Möglichkeit besteht bei Brennstoffen mit niederkalorischem Heizwert und wenn sich die Dampferzeugung im Kessel unstabil gestaltet.

Die Kosten für Elektrofilter beinhalten auch die Kosten für Stromverbrauch, Wartungsausgaben (stark abhängig von der Dampfkesselfeuerung und den Brennstoffeigenschaften) und für den Transport der abgeschiedenen Asche, aber sie sind generell kosteneffektive Vorrichtungen zur Verminderung von Staubemissionen.

Die anfänglichen Investitionskosten können je nach benutztem Brennstoff höher oder niedriger liegen als bei anderen verfügbaren Techniken wie beispielsweise Gewebefiltern. Aber die Betriebskosten sind geringer als bei den anderen Techniken, und dank des Einsatzes moderner Steuerungssysteme werden diese Kosten sogar noch weiter reduziert. Die Betriebskosten können sich stark von Fall zu Fall unterscheiden, je nach den verschiedenen Eigenschaften der Flugasche. Die Wartungskosten liegen i.d.R. völlig im Normalbereich, wenn es um die Behandlung gewöhnlicher Flugasche geht. Diese Vorrichtungen erweisen sich in Kraftwerken mit verschiedenartiger Kraftwerkstechnik und vielfältigen Dampfkesselfeuerungen als konkurrenzfähig.

3.2.2 Elektrostatische Nassabscheider

Elektrostatische Nassabscheider arbeiten nach denselben Funktionsprinzipen wie ein Elektrofilter. In diesem Fall wird jedoch der abgeschiedene Staub von den Staubsammelplatten mittels einer geeigneten Flüssigkeit, gewöhnlich Wasser, durch sporadisches oder kontinuierliches Besprühen entfernt. Sie erweisen sich bei bestimmten Staubarten als vorteilhaft, die an den konventionellen Platten haften oder wenn andere Komponenten im Gasstrom mit dem Betriebsprozess in Konflikt geraten, wie beispielsweise bei kühlem, feuchtem Gas. Es entsteht ein Abwasser, dass weiterhin aufbereitet werden muss. Elektrostatische Nassabscheider werden lediglich bei neuen mit Schweröl befeuerten GFA eingesetzt und nach Prüfung auf ihre Eignung für Aerosolminderung.

3.2.3 Gewebefilter (Schlauchfilter)

Gewebefiltration ist ein weltweit angewandtes Verfahren zum Abscheiden von Staub~~n~~, (insbesondere Flugasche) aus Abgas in Industrieanlagen und kleineren Feuerungsanlagen. Der Trend geht jedoch hin zum Großeinsatz dieser Technologie in größeren Anlagen. Neben dem Abscheiden von Flugasche gab es eine Reihe von Anwendungen, bei denen Gewebefilter zusammen mit Festbettabsorber- Eindüsung von suspendierten oder pulverisierten Schwefeldioxid-Absorbenzien (beispielsweise Kalk oder Natriumbikarbonat) zur gleichzeitigen Verminderung von Schwefeldioxid und Flugaschemissionen verwendet wurden.

Ein Gewebefilter besteht aus einer oder mehreren getrennten Kammern mit reihenweise angeordneten Gewebefilterschläuchen oder Säcken. Das mit Staub~~n~~ befrachtete Gas strömt an der Schlauchoberfläche entlang

(gewöhnlich) nach oben und danach radial durch das Gewebe. Der Staub wird von der Filterschicht auf der Oberfläche der Schläuche festgehalten, während der nun gereinigte Gasstrom in die Atmosphäre abgeleitet wird. Der Filter wird zyklisch betrieben, im Wechsel zwischen relativ langen Filtrier- und kurzen Reinigungsperioden. Während der Reinigung wird der in den Schläuchen aufgefangene Staub von der Gewebeoberfläche entfernt und in einem Staubsammeltrichter zur nachfolgenden Entsorgung abgeleitet. Das wichtigste Unterscheidungsmerkmal von Gewebefiltern gegenüber anderen Gasfiltern ist die Möglichkeit, die Filteroberfläche periodisch bei der Reinigung zu prüfen.

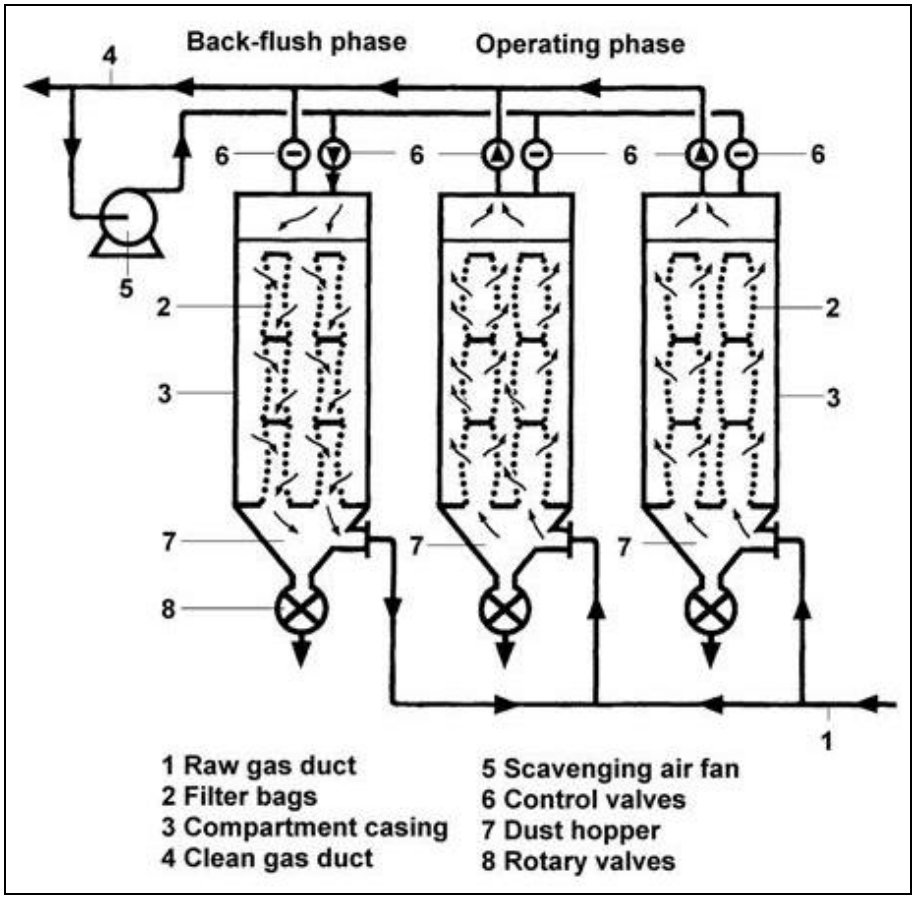


Abbildung 3.3: Allgemeine Anordnung eines Gewebefilters (mit einer Kammer im Reinigungszyklus) [36, Lurgi, 1999]

Back-flush phase: *Rückspülphase;*
Operating phase: *Betriebsphase;*
1. Raw gas duct: Rohgaskanal
2. Filter bags: Filterschläuche
3. Compartment casing: Kammergehäuse
4. Clean gas duct: Reingaskanal
5. Scavenging air fan: Spülluft-Ventilator
6. Control valves: Regelventile
7. Dust hopper: Staubsammelbehälter
8. Rotary valves: Drehschieber

Das regelmäßige Entfernen des Staubs ist nicht nur wichtig, um eine effektive Abscheideleistung zu wahren, sondern verlängert auch die Lebensdauer des Gewebes. Gewebefilter werden i.d.R. anhand der angewandten Verfahren klassifiziert, mit denen die Filtermedien gereinigt werden. Zu den üblichsten Reinigungsverfahren zählen: Luftrückspülung, mechanisches Abklopfen/Entleeren, Vibrations- und Jet-Impulsreinigung. Auch Schallgeber werden zum Reinigen der Schläuche eingesetzt. Die gewöhnlichen Reinigungsmechanismen reichen nicht aus, um das Gewebe in seinen Ausgangszustand zurück zu versetzen, und der abgelagerte Staub, die sich im Gewebe festgesetzt haben, bewirken, dass die Porengröße zwischen den Fasern verkleinert wird, wodurch ein hoher Wirkungsgrad bei Feinstaubpartikeln erzielt wird.

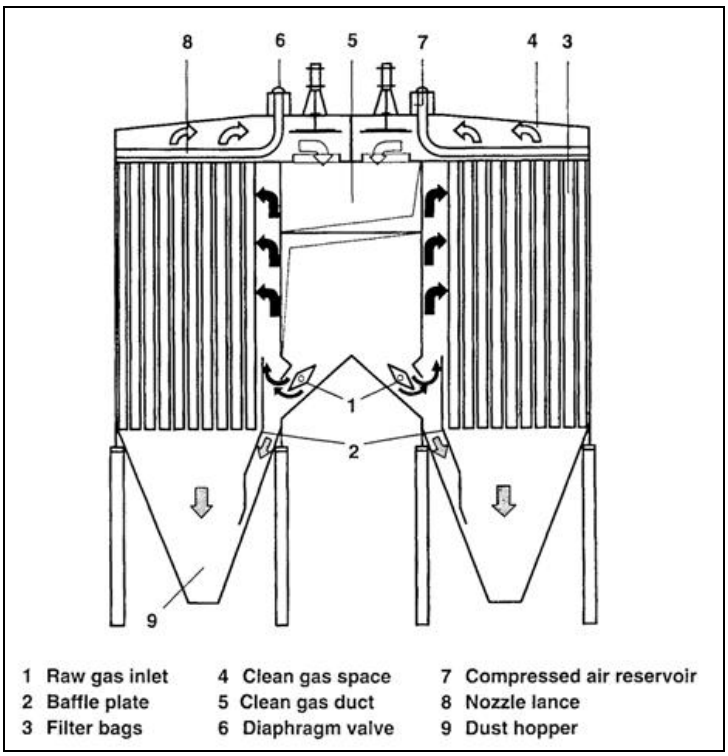


Abbildung 3.4: Niederdruck-Jetimpuls-Gewebefilter
[36, Lurgi, 1999]

1 Raw gas inlet: Rohgaseinlass
2 Baffle plate: Prallplatte
3 Filter bags: Filterschläuche
4 Clean gas space: Reingasraum
5 Clean gas duct: Reingaskanal
6 Diaphragm valve:Membranventil
7 Compressed air reservoir: Druckluftbehälter
8 Nozzle lance: Düsenlanze
9 Dust hopper:Staubsammler

Bei der Auswahl des Filtergewebes sind die Zusammensetzung der Gase, die Art und Partikelgröße des Staubs, das anzuwendende Reinigungsverfahren, der erforderliche Wirkungsgrad und die Wirtschaftlichkeit zu berücksichtigen. Die Gastemperatur ist ebenfalls in Betracht zu ziehen, ebenso wie die Verfahrensweise der Gaskühlung, sofern zutreffend, und der entstehende Wasserdampf und Säuretaupunkt.

Der Verschleiß der Filtersäcke führt zu allmählicher, aber messbarer Leistungsminderung. Falls Korrosion auftritt, kann auch das Risiko von Beschädigung oder totalem Ausfall mehrerer Filtersäcke entstehen, wenn abrasives Material gefiltert wird oder wenn Brandgefahr besteht. Einfache Online-Überwachungssysteme wie beispielsweise Druckabfallanzeigen oder automatische Staubmessgeräte bieten nur eine grobe Funktionsanzeige.

Elektrostatische oder optische Messgeräte dienen dazu, Tendenzen der Staubemissionen vom Gewebefilter zu messen, um mögliche Ausfälle zu bestimmen. Auch können sie zum Feststellen von Spitzen bei der Staubentwicklung während eines Reinigungszyklus dienen. Werden diese Maßnahmen in ein in Kammern untergliedertes Reinigungssystem integriert, so wird jede Kammer erkannt, in der sich beschädigte Säcke befinden, und es können lokal Reparaturen vorgenommen werden [37, Robson, 1998].

Mittels Synthetikfiltergewebe wie beispielsweise Gore-Tex® und Tefaire® (Teflon/Glasfaser) lassen sich Gewebefilter für ein breites Anwendungsspektrum verwenden. Auch die Lebensdauer der Filter wurde verlängert. Die Leistungsfähigkeit moderner Filtermaterialien, sogar unter hohen Temperaturen oder abrasiven Bedingungen, wurde seit kurzer Zeit verbessert. Die Gewebeproduzenten können Materialien empfehlen, die sich bestens für die jeweilige spezifische Anwendung eignen.

Im Hinblick auf Spülluftsystemen und solche mit Schüttel-/Austragvorrichtungen werden zur Verbesserung des Verhältnisses zwischen Luftdurchgang und Gewebe sowie zwecks Reduzierung des Druckverlusts ständig neue Verfahren erforscht. Änderungen bezüglich der Abgaszu- bzw. -ableitung zielen auf verbessertes Sammeln der Flugaschepartikeln am Boden des Schlauchfiltergehäuses ab, wobei der obere Teil frei bleibt, um Hindernisse im Abgasausgangsbereich zu reduzieren.

In einigen Ländern wird bevorzugt die Druckstoßimpulstechnologie bei Gewebefiltern zur Staubpartikelminderung bei Dampfkesselfeuerungen im kommunalen und industriellen Bereich eingesetzt. Durch permanente Forschungsarbeit ist man bestrebt, die Kenntnisse über die Feuerungsprozesse zu vervollkommnen und die Systemleistung zu verbessern.

Angesichts zahlreicher verschiedener Filtermaterialien auf dem Markt entscheidet sich ein Betreiber für denjenigen, der seinen Anforderungen am besten genügt. Das Filtermaterial muss besonders sorgfältig ausgewählt werden, um mögliche Probleme bei einer Parameteränderung zu vermeiden.

Einige Brennstoffe können problematisch sein, da sie Verstopfungen verursachen, die den Verfahrensablauf verkomplizieren. Verstopfungen können z.B. beim Anfahren mit Ölfeuerung auftreten. Das Filtermaterial ist i.d.R. ziemlich empfindlich gegenüber den Asche- und Abgastemperaturen, daher können Ablagerungen von unverbranntem Kohlenstoff und heißer Flugasche das Filtermaterial zerstören.

Im Gewebematerial können sich auch Risse bilden, die im Betrieb schwerlich erkennbar sind. Diese Risse führen zu erhöhtem Staubausstoß. Abhilfe bietet die modulare Konstruktionsweise des Filtergehäuses und getrennte Kammergestaltung, so dass Wartungsarbeiten ohne Betriebsunterbrechung möglich sind.

Die Wartungskosten sind ebenfalls hoch, da das Filtermaterial alle zwei bis fünf Jahre ersetzt werden muss. Der Mindestaufwand für einen Filterwechsel beläuft sich auf 10 % der Investitionskosten. Das abgeschiedene Material lässt sich einfach zurückführen, und so kann beispielsweise unreagiertes Sorbens mit einem gewissem ökonomischen Nutzen erneut dem Prozess zugeführt werden.

3.2.4 Zentrifugalabscheidung (Zyklone)

Dieser Systemtyp zur Staubminderung nutzt die Fliehkraft, wobei alle Arten von Abgas im trocknen Zustand verarbeitet werden können. Aufgrund seiner Leistungsparameter ist jedoch seine Anwendung auf kleinere oder mittlere Anlagen begrenzt und kann nur als Vorabscheider benutzt werden, wenn eine Kombination mit anderen Anlagen zur Staubminderung erfolgt.

Ein mechanischer Abscheider besteht aus einer bestimmten Menge von Zyklonen (beispielsweise 31 x 24 mit jeweils einem Einzeldurchmesser von ca. 240 mm, ausgelegt für eine Kapazität von 700000 m^3Abgas/Std bei 130°C), die in einem oder mehreren Gehäusen installiert sind. Die zu reinigenden Gase werden durch eine entsprechend ausgelegte Kammer auf die Zyklone verteilt. Der zentrifugierte Staub lagert sich an der Peripherie der Zyklone ab und wird zum Boden der Vorrichtung befördert, wo er in einen Aufnahmebehälter fällt. In jedem Zyklon gelangt die gereinigte Luft über einen zentralen Kanal in den oberen Teil, wo sie in einer Ausgangskammer gesammelt wird und anschließend in Luftleitungen strömt.

Mechanische Abscheider eignen sich nicht zum Abreinigen von Feinstaub. Dadurch ist ihr Wirkungsgrad natürlich begrenzt und beträgt zwischen 85 und 90 %. Bei Dampfkesseln zur Feuerung von Stückkohle auf Rosten findet die Zyklontechnologie noch Anwendung, weil der Anteil an Flugasche relativ gering ist (20 % bei kohlebetriebenen Rostfeuerungen im Vergleich zu 80 % bei Kohlenstaubfeuerungen). Der Anteil aufgefangener Staubpartikel zwischen 5 - 10µm liegt bei 100 % oder nahe dabei. Auch Staub kleinerer Korngröße wird bis zu 1 µm abgeschieden, jedoch ist die Abscheideleitung hier geringer. Die Zyklon-‘Blow-down’-Technologie wird zur Unterstützung von Zyklonen eingesetzt, um einen höheren Wirkungsgrad zu erzielen, insbesondere Zyklone in GFA, wo zahlreiche kleinere Zyklonzellen parallel arbeiten können.

Mechanische Abscheider verursachen die geringsten Investitionskosten von allen Staubabscheidern. Da diese Technik nicht allein zur Verminderung von Flugasche eingesetzt wird, ist bei der Planung der Investitionskosten auch eine kombinierte Technik zur Flugascheminderung in Betracht zu ziehen. Die Betriebskosten beinhalten die Kosten der Energie, die für das pneumatische oder hydraulische Entfernen der aufgefangenen Asche benötigt wird sowie zum Ausgleichen des Abgasdruckverlustes der Anlage. Die Wartungskosten sind ausgesprochen gering dank der robusten Konstruktion aller betreffenden Komponenten. Die Lebensdauer kann wegen des hohen Erosionsrisikos begrenzt sein [58, Eurelectric, 2001].

3.2.5 Nasswäscher

Seit Jahrzehnten kommen Nasswäscher zur Verminderung von Staubemissionen zur Anwendung. Die geringen Kapitalkosten für Nasswäscher im Vergleich mit denen für Elektrofilter und Schlauchfilter machen sie potentiell attraktiv für den industriellen Einsatz, obwohl dieser Vorteil durch einen relativ hohen Druckabfall und hohe Betriebskosten zunichte gemacht werden kann. Das Abgas wird während der Nasswäsche gekühlt und muss vor der Emission in die Atmosphäre zwischenerwärmt werden; das zieht höhere Energiekosten nach sich. Teilweise aufgrund solcher Betriebskosten ist die Anwendung von Nasswäschern zur Verminderung von Staubemissionen in den vergangenen zehn Jahren zurückgegangen. Nasswäscher sind jedoch bei Feuerungsanlagen mit hohen Temperaturen und Drücken verwendet worden, wie beispielsweise Kombikraftwerkstechnologie mit integrierter Kohlevergasung (IGCC) und Druckwirbelschichtfeuerung (DWSF). Hierbei ist der Druckabfall weniger signifikant im Vergleich zum Betriebsdruck, und bei der Kombiprozesstechnologie mit integrierter Kohlevergasung wird das Problem der Zwischenerwärmung gelöst, indem das Gas nachfolgend während des Verbrennungsprozesses aufgewärmt wird.

Die meisten Nasswäscher zum Abscheiden von Flugasche aus kohlebefeuerten Feuerungsanlagen (im industriellen und kommunalen Bereich) sind in den USA installiert. Am größten ist ihre Konzentration im westlichen Bereich der USA, wo die verfügbare, schwefelarme Kohle einen so hohen spezifischen Widerstandswert aufweist, dass Elektrofilter wirtschaftlich weniger attraktiv sind. Viele dieser Wäscher sind für die kombinierte Abscheidung und Verminderung von Staub- und Schwefeldioxidemissionen ausgelegt, wobei alkalische Flugasche als Sorbens verwendet wird. Häufig wird Kalk als Zusatzmittel eingesetzt, um den Wirkungsgrad der SO_2-Abscheidung zu erhöhen.

Nassabscheider umfassen eine Gruppe von Einheiten zur Staubminderung mithilfe einer Flüssigkeit zum Abscheiden von Staub aus dem Abgas. Die üblichsten sind die Venturi-Wäscher und Bewegtbettwäscher.

Der Venturi-Wäscher ist wahrscheinlich der allgemein gebräuchlichste Staub-Nasswäscher. Bei Venturi-Wäschern wird die Waschflüssigkeit gleichmäßig am Oberteil des konvergenten Abschnitt des Venturi-Wäschers zugeführt, wie in der folgenden Abbildung 3.5 dargestellt. Das staubbeladene Abgas und die Waschflüssigkeit gelangen in die Venturikehle, wo die Waschflüssigkeit allein durch die Geschwindigkeit des Abgasstroms zerstäubt wird.

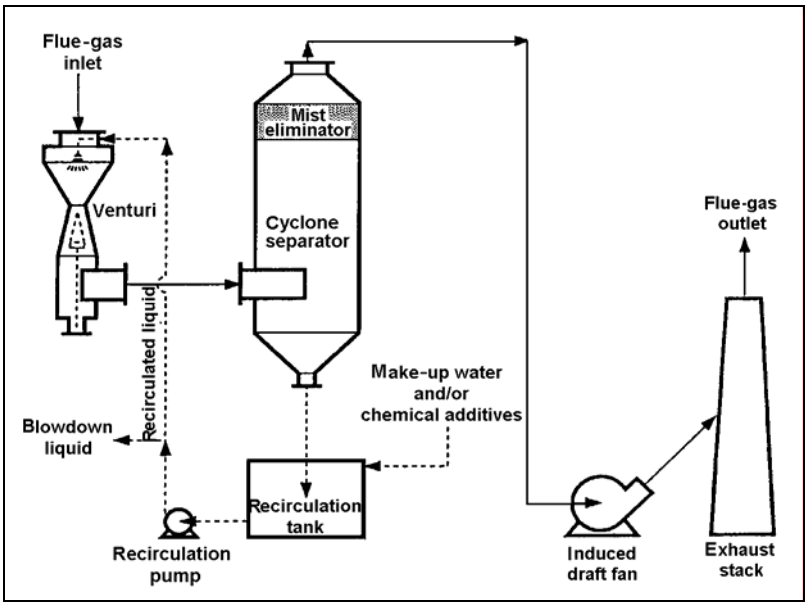


Abbildung 3.5: Typisches Flussdiagram eines Venturisystems [33, Ciemat, 2000]

Flue-gas inlet: *Abgaseingang;*
Mist eliminator: *Tropfenabscheider;*
Cyclone separator: *Zyklonabscheider;*
Flue-gas outlet: *Abgasausgang;*

Blowdown liquid: *Abblasflüssigkeit;*
Recirculated liquid: *rückgeführte Flüssigkeit;*
Make-up water and/or chemical additives:
Zusatzwasser und/oder chemische Additive;
Recirculation pump: *Umlaufpunkte;*
Recirculation tank: *Rückführtank;*
Induced draft fan: *Sauggebläse;*
Exhaust stack: *Kamin*

Das Befeuchten des Abgases in dieser Weise bewirkt, dass kleine Staubpartikel größere und schwerere Tröpfchen bilden, die sich leichter im Abscheider abscheiden lassen. Dadurch werden die Schwierigkeiten der Feinstaubabscheidung mit Schwerkraftverfahren gelöst. Eine hohe relative Anfangsgeschwindigkeit zwischen den Tröpfchen und dem Staub ist erforderlich um zu sichern, dass die aufgefangenen Staubpartikel an den Tröpfchen haften bleiben, wenn sich die Tröpfchen auf ihre Endgeschwindigkeit beschleunigt haben. Das gewaschene Gas und die mit den eingeschlossenen Staubpartikeln mitgerissenen Tröpfchen erreichen den divergenten Abschnitt, wo weitere Kollision und Agglomeration erfolgen.

Der Druckabfall und die Venturi-Leistung hängen zu einem hohen Grad von der Gasgeschwindigkeit des Gastroms durch den Venturi-Wäscher ab. Um zu einem effizienten Betrieb unter verringerter Belastung des Dampfkessels zu gelangen, sind einige Venturi-Wäscher mit variablen Kehlabschnitten konstruiert, wodurch sich ein annähernd konstanter Druckabfall im Betrieb erzielen lässt, unabhängig von der Abgas-Strömungsgeschwindigkeit (Dampfkesselbelastung). Dem Venturi-Wäscher direkt nachgeschaltet ist ein Abscheidebereich zum Eliminieren der mitgeschleusten Tröpfchen.

Bewegtbettwäscher zur Staubabscheidung werden mit Plastikkugeln geringer Dichte gefüllt, die sich frei innerhalb der Rückhaltebehälter bewegen, wie in der
Abbildung 3.6 dargestellt. Die Staubabscheidung kann verstärkt werden, indem mehrere Bewegtbettstufen in Reihe angeordnet werden. Bewegtbett-Wäscher arbeiten i.d.R. nach dem Gegenstromprinzip. Die Kugeln werden durch das Abgas und die Waschflüssigkeit permanent bewegt. Durch die ständige Bewegung der Kugeln wird die Verstopfungstendenz des Betts beträchtlich reduziert.

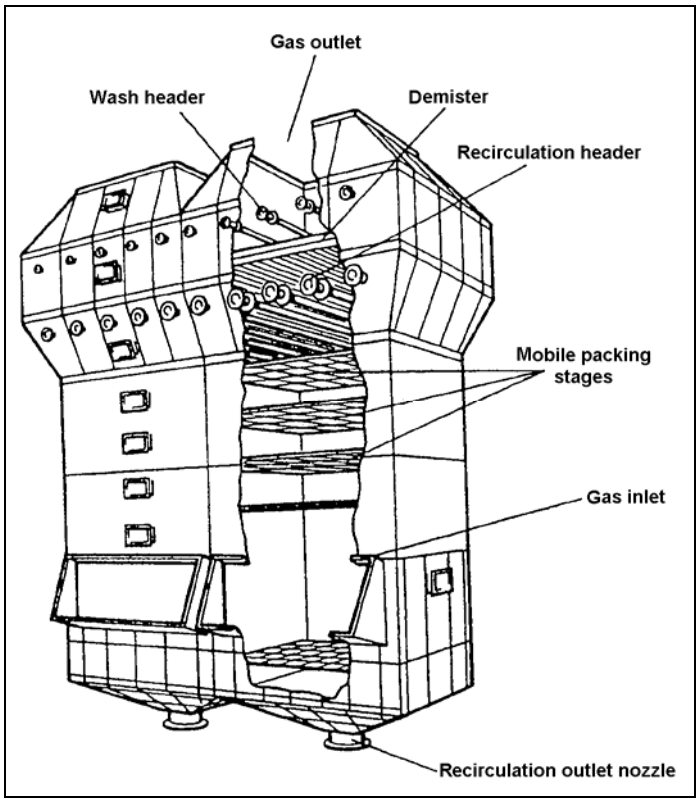


Abbildung 3.6: Bewegtbettwäscher
[33, Ciemat, 2000]

Gas outlet:	*Gasausleitung;*
Wash header:	*Waschsammelrohr;*
Demister:	*Tropfenabscheider;*
Recirculation header:	*Rückführ-Sammelrohr;*
Mobile packing stages:	*bewegliche Packungsstufen;*
Gas inlet:	*Gaseinlass;*
Recirculation outlet nozzle:	*Rückführ-Ausgangsöffnung*

Die Abscheideleistung ist bei mäßiger Staubbelastung gut. Für Brennstoffe mit hohem Ascheanteil erweist sich diese Technik allerdings nicht als sehr geeignet.

Falls die Nebelabscheider nicht ordnungsgemäß arbeiten, können kleine Wasserpartikel, einschließlich Flugasche, sogar nach dem Waschen eventuell im Abgas verbleiben. Große Staubfrachten können zur Verstopfung führen und sowohl die Betriebsfähigkeit als auch den Wirkungsgrad des Wäschers verringern.

Die Investitionskosten liegen hoch und beinhalten: den Reaktor, ein mögliches Sorbens- Eindüsungssystem und eine Abwasseraufbereitungsanlage. Die Betriebskosten sind ebenfalls signifikant, insbesondere wegen des hohen Wasserverbrauchs und der beträchtlichen Energiekosten.

Die Abgase werden in Kondensationswäschern abgekühlt, und die absorbierte Wärme kann beispielsweise der Fernwärmeerzeugung zugeführt werden. Dadurch wird die Wirtschaftlichkeit dieser Technik verbessert.

3.2.6 Allgemeine Leistungsdaten von Staubabscheidern

Technologie	Abscheidegrad %				Sonstige Leistungsparameter		Bemerkungen
	<1 µm	2 µm	5 µm	>10 µm	Parameter	Wert	
Elektrostatischer Abscheider (ESP)	>96,5	>98,3	>99,95	>99,95	Betriebstemperatur	80–220 ºC (kalter Elektrofilter) 300–450 ºC (warmer Elektrofilter)	• Der Elektrofilter hat einen sehr hohen Wirkungsgrad, sogar bei kleineren Staubpartikeln • kann sehr große Gasvolumen bei niedrigem Druck bewältigen • niedrige Betriebskosten, ausgenommen bei sehr hohem Abscheidegrad • kann bei jeder positiven Druckbedingung arbeiten • Nach Installation ist der Elektrofilter nicht sehr flexibel bei geänderten Betriebsbedingungen • Er eignet sich eventuell nicht für Staub mit sehr hohem spezifischen elektrischen Widerstand.
					Energieverbrauch als % der elektrischen Kapazität	0,1–1,8 %	
					Druckabfall	1,5–3 (10^2 Pa)	
					Rückstand	Flugasche	
					Abgasvolumenstrom	>200000 m^3/h	
					Anwendbarkeit	Fest- und Flüssigbrennstoffe	
					Marktanteil	90 %	
Gewebefilter	>99,6	>99,6	>99,9	>99,95	Betriebstemperatur	150 ºC (Polyester) 260 ºC (Glasfiber)	• Marktanteil von 10 % basiert hauptsächlich auf ZWS-Feuerung und STA (Sprühtrockenabsorb.) • Filtrationsgeschwindigkeiten liegen allg. bei 0,01 bis 0,04 m/s gemäß Anwendung, Filtertyp und Gewebe • typische Werte in KW-Schlauchfiltergehäuse sind 0,45–0,6 m/min für Spülluft, 0,75–0,9 m/min für Rüttler und 0,9–1,2 m/min für Druckstoß-als Abreinigung • Schlauchlebensdauer sinkt mit steigendem Kohle-Schwefel-Gehalt u. steigender Filterflächenbelastung. • Ausfallrate / Jahr einzelner Filterschläuche durchschn. ca. 1 % der install. Schläuche • Druckabfall verstärkt sich mit kleineren Staubpartikel-größen bei bestimmtem Abgasvolumenstrom
					Energieverbrauch als % der Stromkapazität	0,2–3%)	
					Druckabfall	5–20 (10^2 Pa)	
					Rückstand	Flugasche	
					Abgasvolumenstrom	<1100000 m^3/h	
					Anwendbarkeit	Fest- und Flüssigbrennstoffe	
					Marktanteil	10 %	
Zyklon	85–90% Der kleinste Durchmesser des abgeschiedenen Staubes ist 5-10 µm						• begrenzte Leistung, nur nutzbar mit anderen Techniken zur Staubverminderung
Nasswäscher (HE-Venturi)	98,5	99,5	99,9	>99,9	Betriebstemperatur		• als Sekundäreffekt tragen Nasswäscher zum Abscheiden und zur Absorption von gasförmigen Schwermetallen bei • Abwasser fällt an, das aufbereitet und abgeleitet werden muss
					Energieverbrauch in % der Stromkapazität	bis zu 3% (5–15 (kWh/1000 m^3))	
					Verhältnis Flüssigkeit - Gas	0,8–2,0 l/m^3	
					Druckabfall	30–200 (10^2 Pa)	
					Rückstand	Flugasche Suspension/Schlamm	

Tabelle 3.2: Allgemeine Leistungsdaten der Geräte zur Staubabscheidung [35, ERM, 1996]

3.3 Techniken zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen

Schwefeloxide werden bei der Verbrennung der meisten fossilen Brennstoffe durch Oxidation des im Brennstoff vorhandenen Schwefels ausgestoßen. Die Maßnahmen zur Abscheidung der Schwefeloxide, insbesondere SO_2, aus Abgasen während oder nach dem Verbrennen wurden seit Beginn der 70-er Jahre angewandt, zuerst in den USA und Japan und danach Anfang der 80-er Jahre in Europa. Gegenwärtig gibt es zahlreiche unterschiedliche Verfahren zu Verminderung von SO_2-Emissionen, die durch das Verbrennen von fossilen Brennstoffen erzeugt werden.

3.3.1 Primärmaßnahmen zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen

3.3.1.1 Anwendung schwefelarmer Brennstoffe oder Brennstoff mit basischen Ascheverbindungen für interne Entschwefelung

Die Umstellung auf schwefelarmen Brennstoff kann zur signifikanten Verminderung des SO_2-Ausstoßes führen. Bei entsprechender Brennstoffversorgung, kann die Brennstoffumstellung eine praktikable Option bedeuten. Aufgrund des Anteils von Kalkstein (oder anderer aktiver Verbindungen) in der Asche können auch Brennstoffe mit hohem internem Entschwefelungsgrad dazu zählen. Bei Steinkohle liegt der Kalksteinanteil i.d.R. bei 5 %, allerdings nicht immer. Bei Braunkohle und Torf kann er höher liegen, wodurch effektiv bis zu 80 % der Schwefelminderung vom Brennstoff und Feuerungssystem abhängig sind. Auch die zur Mitverbrennung eingesetzte Biomasse kann daran beteiligt sein. Die Maßnahme hängt jedoch stark vom Brennstofftyp und der benutzten Anlagentechnik ab, und wird daher in den Kapiteln 4 bis 8 beschrieben.

Natürliche Entschwefelung kann als Auswirkung der SO_2-Emissionsminderung von bis zu 90 % betrachtet werden, wie sie beim Verbrennen einiger minderwertiger, schwefelarmer Braunkohlearten und Torf mit hohem alkalischen Aschegehalt auftreten kann. Dadurch ergeben sich sehr geringe SO_2-Emissionen, vergleichbar jenen, die durch Einsatz der üblichen Sekundärtechniken erzielt werden.

3.3.1.2 Anwendung von Adsorbenzien in Wirbelschicht-Feuerungssystemen

Die Verwendung von Adsorbenzien in Wirbelschicht-Feuerungssystemen erfolgt in integrierten Entschwefelungssystemen. Dadurch wird die Verbrennungstemperatur auf ungefähr 850°C begrenzt. Bei dem verwendeten Adsorbenstyp handelt es sich typischerweise um CaO, $Ca(OH)_2$ oder $CaCO_3$. Für die Reaktion ist ein Adsorbensüberschuss im stöchiometrischen Verhältnis (Brennstoff/Adsorbens) von 1,5 bis 7 in Abhängigkeit von dem Brennstoff notwendig. Aufgrund der Chlorkorrosionseffekte ist die Entschwefelungsrate auf 75 % begrenzt. Diese Technik wird hauptsächlich bei kohlebefeuerten Großfeuerungsanlagen verwendet und wird im Kapitel 4 dargelegt.

3.3.2 Sekundärmaßnahmen zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen

Die allgemeinen Technologien zur Abgasentschwefelung (REA) lassen sich gemäß der Darstellung in Abbildung 3.7 klassifizieren.

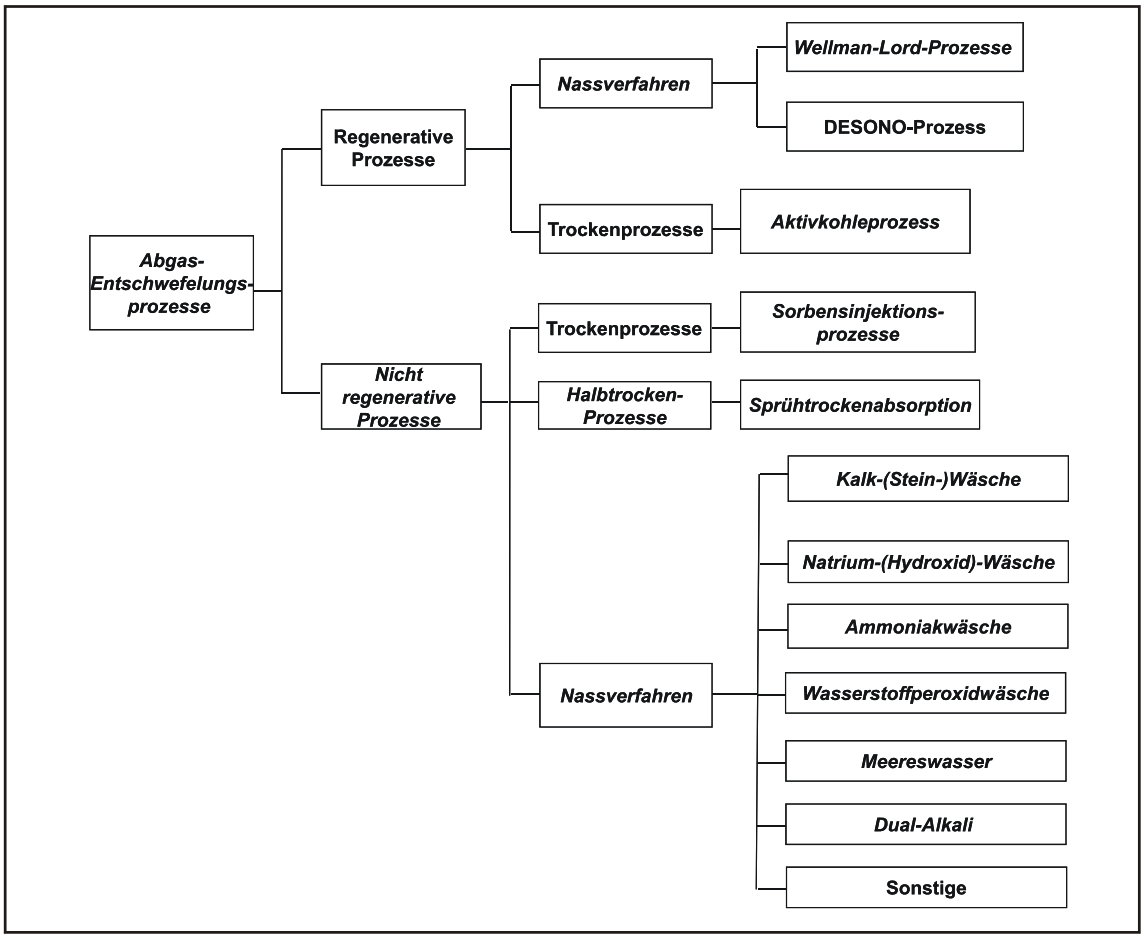


Abbildung 3.7: Übersicht der Technologien zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen (Sekundärmaßnahmen)

Bis zum Jahr 2000 waren in siebenundzwanzig Ländern weltweit 680 REA-Anlagen in Betrieb, und gegenwärtig befinden sich 140 solcher Anlagen in neun Ländern in der Bauphase oder sind geplant. [38, Soud, 2000] Anhand der von EURELECTRIC, VDEW und VGB bis 1996 erfassten Daten bietet Tabelle 3.3 eine Übersicht der Entschwefelungsverfahren mit Hochrechnungen für weitere Anwendungen bis Ende 1999.

Anlagen und Technik	Anzahl der Standorte und Elektrische Leistung		Anlagen mit REA und entsprechend elektrische Leistung	
Land	**Anzahl der Standorte**	**MW_e**	**Anzahl der Standorte** (N 1)	**elektrische Leistung (MW_e)**
Österreich	18	4852	13	3415
Belgien	31	5867	2	1480
Dänemark	13	8447	10	5389
Deutschland	960 (N2)	91090	185	42000
Griechenland	10	6138	1	300
Finnland	94	8900	46	3970
Frankreich	17	18218	3	2400
Irland	10	2955	-	-
Italien	79	41873	15	6660
Luxemburg	-	-	-	-
Niederlande	15	9632	5	2690
Portugal	6	4514	-	-
Spanien	41	19357	11	2373
Schweden	41	5303	6	1164
Großbritannien	26	37718	10	9996
EU-15 (1996)	1361	264864	307	81837

Hinweise:
N1 einschließlich Wirbelschichtfeuerung
N2 einschließlich deutscher Industriekraftwerke >50 MW_{th})
Die derzeitige Einrichtung von REA-Systemen erfolgt vor allem weil Kraftwerke Brennstoffe mit einem gewissen S-Gehalt verfeuern (z.B. Kohle, , Heizöl). REA-Systeme werden . nicht in einem mit Erdgas befeuerten Kraftwerk benötigt.

Tabelle 3.3: REA in Großfeuerungsanlagen in EU-15
[58, Eurelectric, 2001], [192, TWG, 2003]

3.3.3 Nasswäscher

Nasswäscher, insbesondere solche mit dem Kalkstein-Gips-Verfahren, sind führend in der REA-Technologie. Sie verfügen über einen Marktanteil von ca. 80 % und werden in Kraftwerken der öffentlichen Versorgung eingesetzt. Die Gründe dafür sind ihre hocheffiziente SO_2-Abscheidung sowie ihr hoher Verfügbarkeitsgrad. Als Sorbens dient meistens Kalkstein, der in vielen Ländern in großen Mengen vorkommt; er ist in der Anwendung kostengünstiger als andere Sorbenzien. Je nach Oxidationsart fallen als Nebenprodukte dabei Gips oder ein Gemisch von Kalziumsulfat/sulfit an. Durch den Verkauf von Gips lassen sich die Betriebskosten reduzieren.

Die Natriumwäsche war Ende der 60-er Jahre in Japan weit verbreitet. Das Nebenprodukt, Natriumsulfit wurde an die Papierindustrie verkauft. Das Natriumwaschverfahren ist einfach und wurde bei zahlreichen kleineren ölbefeuerter Dampfkesseln angewandt. Mehrere Magnesium-Waschsysteme werden auch in relativ kleinen Dampfkesseln von Industrieunternehmen benutzt aufgrund der geringen einschlägigen Investitionskosten. Im Fall von Magnesiumwaschsystemen kann das magnesiumsulfathaltige Abwasser im Meer entsorgt werden, nachdem Staub und staubabsorbierte Schwermetalle eliminiert wurden, da Magnesiumsulfat bereits im Meereswasser vorhanden ist. Dieses Verfahren ist daher in Küstenlage den anderen gegenüber überlegen. Das bei Ammoniak-Nasswäschern anfallende Nebenprodukt kann zur landwirtschaftlichen Düngung verwendet werden.

Doppelalkali-Verfahren werden seit Mitte der 70-er Jahre in den USA kommerziell angewandt. Bei nassen Kalksteinwäschern traten Probleme durch Gipsverkrustung während ihrer Entwicklung ab den 70-er bis zu den frühen 80-er Jahren auf, da Kenntnisse über die chemischen Waschverfahren und Anforderungen an die Verfahrensgestaltung fehlten. Doppelalkali-Verfahren wurden benutzt, solange die Anlagenhersteller und Anlagenbetreiber mit der Lösung der Verkrustungsprobleme befasst waren. Dank neuerer Entwicklungen hinsichtlich der Doppelalkali-Verfahren, bei denen Kalkstein anstelle des kostenintensiven Kalksorbens benutzt wird und Gips produziert wird, kann dieses System erneut zur Anwendung kommen.

3.3.3.1 Kalk-/Kalkstein-Nasswäscher

Die erste erfolgreich betriebene Kalk-Nasswaschanlage wurde 1972 von der Mitsui Miike Engineering Company (MIMC) im kohlebefeuerten Omuta-Kraftwerk von Mitsui Aluminium in Japan errichtet. Bei dieser Anlage wurde Kalksuspension verwendet und ein Schlamm aus Kalziumsulfiten/Sulfaten und Flugasche erzeugt, der in einen Teich ausgetragen wurde. Seitdem wurden Kalk-Nasswäscher in den USA allgemein eingesetzt, nicht aber sofort in anderen Ländern, insbesondere wegen des damit einher gehenden Flächenbedarfs zur Schlammlagerung. Die erste Gips erzeugende Kalkstein-Nasswaschanlage bei einem kohlebefeuerten Dampfkessel eines Versorgungsunternehmens wurde von MMEC im Takasago-Kraftwerk von EPDC (Electric Power Development Company) errichtet und nahm ihren Betrieb im Jahre 1975 auf. Anfänglich traten Probleme auf, aber der Grad der Betriebszuverlässigkeit liegt seit 1977 bei über 99 %.

Heute zählen Kalkstein-Nasswäscher zu den am weitesten benutzten REA-Verfahren (Abgasentschwefelung), mit einem Anteil von ca. 80 % der gesamten installierten REA-Kapazität. Abb. 3.8 zeigt ein typisches Flussdiagramm eines neueren Kalk/Kalkstein-Nass-REA-Systems. Kalkstein ist das allgemein verwendete Sorbens, weil er im großen Umfang in vielen Ländern benutzt wird und i.d.R. ungefähr drei bis vier Mal kostengünstiger ist als andere Sorbenzien. Bei früheren Anlagen wurde Kalk üblicherweise als Reagenz benutzt wegen seines besseren Reaktionsvermögens mit SO_2. Allerdings wurde Kalk durch Kalkstein ersetzt, weil man das Risiko des Kalkkalzinierens verringern wollte, dessen Behebung energie- und kostenintensiv und zeitaufwändig ist. Trotzdem ist wegen der Forderung der Verwender von REA-Gips, dass dieser weiß sein muss, in einige Fällen Kalk anstelle von Kalkstein zu benutzen. In jedem Fall konnte bei der REA unter Verwendung von Kalkstein fast derselbe SO_2-Abscheidungsgrad wie mit Kalk erzielt werden. Das Reaktionsvermögen von Kalkstein übt einen wichtigen Einfluss auf den Wirkungsgrad eines REA-Verfahrens aus; gegenwärtig existiert jedoch kein standardmäßiges oder normiertes Verfahren zum Prüfen der Reaktionsfähigkeit. Es werden auch andere Sorbenzien wie beispielsweise mit Magnesium angereicherter Kalk verwendet.

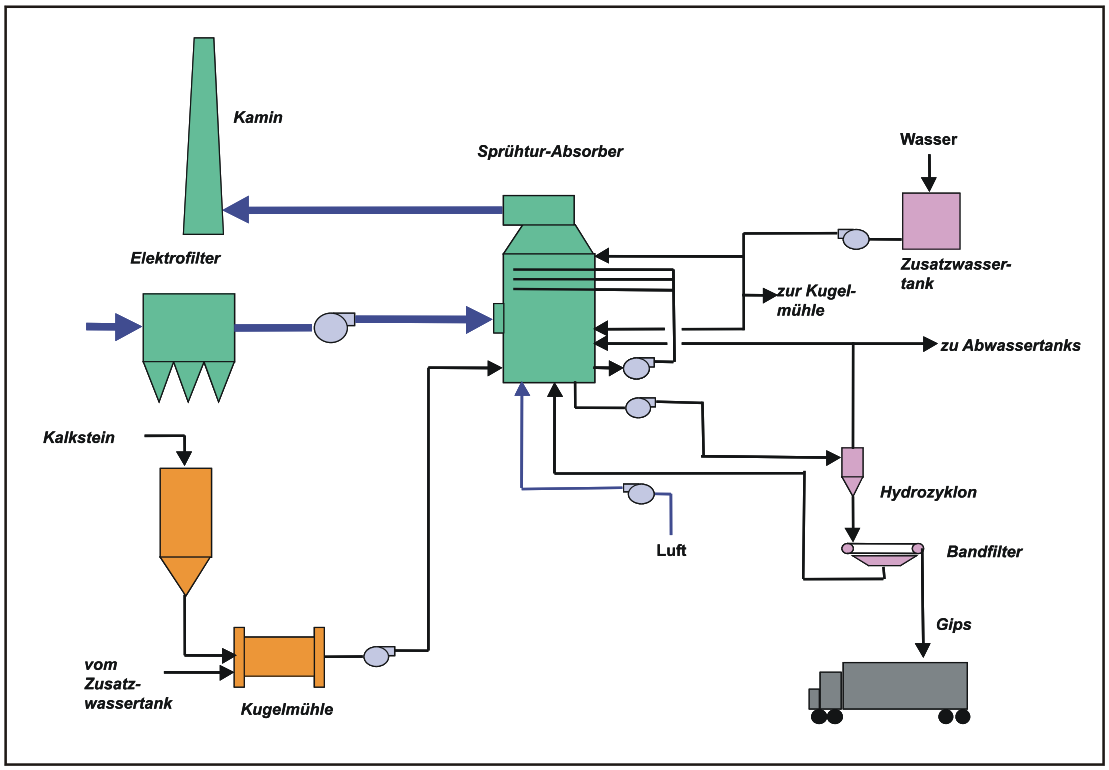


Abbildung 3.8: Flussdiagramm eines Nasswaschverfahrens der Kalk/Kalkstein-REA

Das aus dem Staubabscheidungssystem kommende Abgas passiert i.d.R. einen Wärmeaustauscher und gelangt in den REA-Absorber, wo SO_2 im direkten Kontakt mit einer wässrigen Suspension aus fein gemahlenem Kalkstein ausgefällt wird, wobei der Kalkstein über 95 % CaCO3 aufweisen sollte. Frische Kalksteinsuspension wird kontinuierlich dem Absorber zugeführt. Das gewaschene Abgas passiert den Tröpfchenabscheider und wird über einen Schornstein oder einen Kühlturm in die Atmosphäre abgeleitet. Die Reaktionsprodukte werden dem Absorber entzogen und zur Entwässerung und weiteren Verarbeitung weiter geleitet.

Kalkstein-Nasswäscher unterteilen sich generell in zwei Kategorien, je nach der Art der Oxidation: die zwangsläufige Oxidation und die natürliche Oxidation. Die Oxidationsart wird durch die chemischen Reaktionen, den pH-Wert der Absorbenssuspension und das entsprechende Nebenprodukt bestimmt. Bei der zwangsläufigen Oxidationsart mit einem pH-Bereich von 5 bis 6, der bei nassen Kalksteinwäschern üblich ist, gibt es folgende chemische Reaktionen:

$$\mathbf{SO_2 + H_2O \rightarrow H_2SO_3} \quad (1)$$

$$\mathbf{CaCO_3 + H_2SO_3 \rightarrow CaSO_3 + CO_2 + H_2O} \quad (2)$$

$$\mathbf{CaSO_3 + ½O_2 + 2H_2O \rightarrow CaSO_4 \bullet 2H_2O} \quad (3)$$

$$\mathbf{CaCO_3 + SO_2 + ½O_2 + 2H_2O \rightarrow CaSO_4 \bullet 2H_2O + CO_2} \quad (4)$$

$$\mathbf{CaSO_3 + ½H_2O \rightarrow CaSO_3 \bullet ½H_2O} \quad (5)$$

Die Reaktionen (1) und (2) haben alle Nass-REA-Systeme gemeinsam. Die Reaktion (3) zeigt die zwangsläufige Oxidation von Kalziumsulfit mit Luft und die Bildung (Kristallisation) von Kalziumsulfat-Dehydrat oder Gips bei dieser Oxidationsart. Bei dieser Art der zwangsläufigen Oxidation wird Luft am Unterteil des Absorbers zugeführt, damit Kalziumsulfit mit einem Oxidationsgrad von über 99 % zu Kalziumsulfat oxidiert.

Bei der natürlichen Oxidationsart wird Kalziumsulfit teilweise durch den im Abgas vorhandenen Sauerstoff oxidiert. Das Hauptprodukt ist Kalziumsulfit-Semihydrat (5). Das erzeugte Gemisch aus Kalziumsulfit-Semihydrat und Gips liegt als Schlamm vor.

Im unteren pH-Bereich von 4,5 bis 5,5 verläuft die chemische Reaktion anders. Nach der SO_2-Absorption (1) ist das Primärprodukt der Neutralisation durch Kalkstein nicht Kalziumsulfit sondern Kalziumbisulfit $Ca(HSO_3)_2$

$$\mathbf{CaCO_3 + 2H_2SO_3 \rightarrow Ca(HSO_3)_2 + CO_2 + H_2O} \quad (6)$$

$$\mathbf{Ca(HSO_3)_2 + ½O_2 + H_2O \rightarrow CaSO_4 - 2H_2O + SO_2} \quad (7)$$

Kalziumbisulfit ist viel leichter löslich als Kalziumsulfit. Daher besteht beim Betrieb im niedrigen pH-Bereich ein geringeres Risiko der Gipsverkrustung und Verstopfung. Kalziumbisulfit oxidiert und kristallisiert und bildet Gips bzw. dehydriertes Kalziumsulfat (7).

In der Tabelle 3.4 wird der Vergleich zwischen der zwangsläufigen Oxidation und natürlichen Oxidation im Kalkstein-Nasswäscher dargestellt. Bei zwangsläufiger Oxidation lässt sich Wasser leicht entziehen, weil die Gipskristalle relativ groß sind. Zur primären Entwässerung werden i.d.R. Hydrozyklone verwendet, mit nachfolgendem sekundären Wasserentzug in Filtern oder Zentrifugen. Das Endprodukt mit einem Feststoffanteil von ungefähr 90 % lässt sich einfach handhaben und wird entweder hauptsächlich als Gips für Gipsverbände, Zement und Gipswandplatten verkauft und tritt an die Stelle von Naturgips, der zum Auffüllen von Bergwerksminen oder Deponien dient. Der Verkauf von Gips kann zur Reduzierung der allgemeinen Betriebskosten beitragen. Zum Verkauf angebotener Gips muss jedoch während des sekundären Wasserentzugs gewaschen werden, um lösliche Salze wie beispielsweise Chloride zu entfernen.

Modus	Nebenprodukt	Kristall-größe des Nebenprod.	Anwendung nach Produkt	Wasserent-zug	Zuverläs-sigkeit	Region d. Anwend
zwangs-weise Oxidation	Gips 90 % Wasser 10 %	0-100 µm	Gipsplatte, Zement usw.	leicht - Hydro-zyklon plus Filter	>99 %	Europa und Japan
Natürl. Oxidation	Kalzium sulfat/sulfit 50-60 % Wasser 50-40 %	1-5 µm	Kein Verwendung (Deponie)	Nicht leicht - Eindicker plus Filter	95-99 % wegen Gipsverkru stungPro-blemen	USA

Tabelle 3.4: Vergleich zwischen Zwangsoxidation und natürlicher Oxidation

Das Nebenprodukt beim Betrieb mit natürlicher Oxidation besteht aus einem Gemisch, das sich nur schwer entwässern lässt. Dieses Gemisch besteht aus Kalziumsulfit-Semihydrat und Kalziumsulfat-Dehydrat. Für die primäre Entwässerung ist daher ein Eindicker erforderlich. Die sekundäre Entwässerung erfolgt mittels Filtern oder Zentrifugen. Im endgültigen Nebenprodukt verbleibt 40-50 % Wasser. In vielen Fällen wird es in einem Sammelbecken oder auf einer Deponie entsorgt, muss jedoch zuerst wegen seiner thixotropischen Natur mit Flugasche und Kalk vermischt werden. Der natürliche Oxidationsprozess wird hauptsächlich in den USA angewandt. Seine Zuverlässigkeit wurde verbessert, aber sie liegt noch immer nur bei ungefähr 95-99 % aufgrund der Gipsablagerungsprobleme. Es besteht eine Tendenz zur Umstellung vom natürlichen Modus zum Zwangsoxidationsmodus, weil dieser Gips qualitativ besser ist als der Schlamm, auch für Deponiezwecke.

Die Konfiguration von nassen Kalksteinwäschern wird allgemein in vier Typen unterteilt (a, b, c und d) wie in der Abb. 3.9 dargestellt. Hier werden c und d im Zwangoxidationsmodus dargestellt, die Umstellung auf natürliche Oxidation und damit zum Schlammrückstand wäre jedoch möglich, indem die Luftzufuhr im Oxidationsbehälter begrenzt wird.

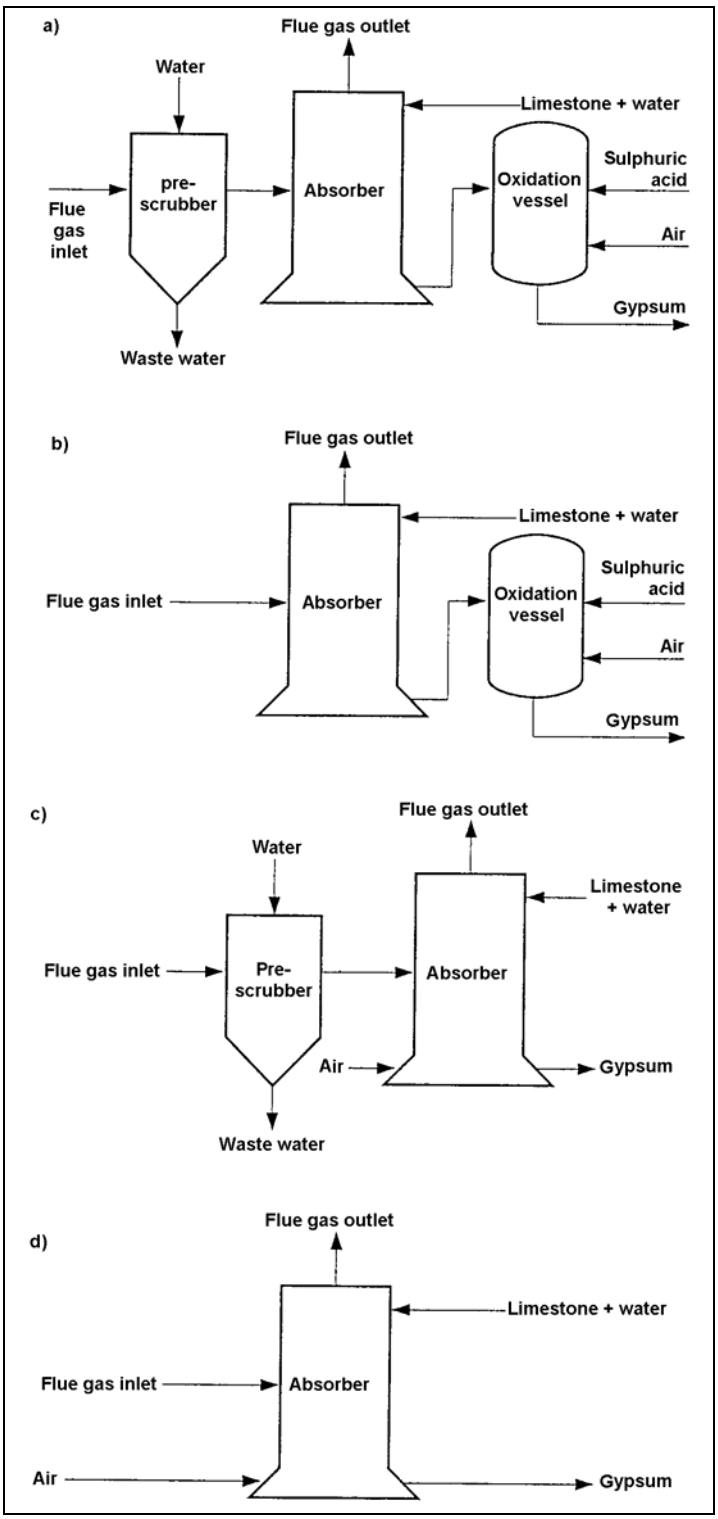


Abbildung 3.9: Verschiedene Typen von Kalk/Kalkstein-Nasswäschern [38, Soud, 2000]

Flue gas outlet:	*Abgasaustritt;*
Water:	*Wasser;*
Limestone + water:	*Kalkstein und Wasser;*
Flue gas inlet:	*Abgaseintritt;*
Prescrubber:	*Vorwäscher;*
Oxidation vessel:	*Oxidationsbehälter;*
Sulphuric acid:	*Schwefelsäure;*
Air:	*Luft;*
Gypsum:	*Gips;*
Waste water:	*Abwasser*

Typ (a) und **Typ (b)** verwenden einen zusätzlichen Oxidationsbehälter und werden hier nicht weiter behandelt, weil Oxidationsbehälter nur zu Forschungszwecken benutzt wurden und heute keine Anwendung mehr finden.

Typ (c) erfordert keinen separaten Oxidationsbehälter. Hier wird die Oxidationsluft in den Boden des Absorbers zur Gipsbildung eingeblasen. Dieses Oxidationsverfahren wird gewöhnlich als *in-situ*-Oxidation bezeichnet und gilt gegenwärtig als das am weitesten verbreitete Verfahren. Erfolgt die Oxidation in einem Oxidationskessel, so wie bei den Typen (a) und (b), so wird der Prozess *ex-situ*-Oxidation genannt. Obgleich ein Vorwäscher vor allem HCl und HF abscheiden soll, entfernt er bei niedrigem pH-Wert auch Quecksilber sowie lFeinstaub, der andere Spurenelemente enthalten kann. In Japan sind viele neue REA-Anlagen des Typs (c) wegen der erzielten hohen Gipsqualität und ausgezeichneten Verfügbarkeit installiert worden, wobei mögliche Probleme vermieden werden, die ohne Vorwäscher auftreten können.

Eine Hauptentwicklung bei der REA-Technologie ist der Wegfall des Oxidationsbehälters bzw. die Umstellung von der *ex-situ*- zur *in-situ*-Oxidation. Die *in-situ*-Oxidation weist viele Vorteile gegenüber der *ex-situ*-Oxidation auf.

- erstens verhindert *in-situ*-Oxidation Probleme der Gipsverkrustung und Verstopfung durch die vollständige Oxidation des Produktes im Absorber, wodurch eine höhere Betriebszuverlässigkeit erzielt wird. Wegen der Teiloxidation des Produkts durch den Sauerstoffanteil im Abgas kommt es zur Gipsablagerung im Absorber;
- zweitens wird mittels der *in-situ*-Oxidation ein besserer SO_2-Abscheidungsgrad erzielt im Gegensatz zur *ex-situ*-Oxidation.
- drittens muss festgestellt werden, dass die *in-situ*-Oxidation den Wirkungsgrad der SO_2-Abscheidung, selbst bei niedrigen pH-Werten erhöht, weil H_2SO_4, die bei der Oxidation von H_2SO_3 durch Luftzufuhr entsteht, schnell mit Kalkstein reagiert. Zudem ist der Umsetzungsgrad von Kalkstein aufgrund der höheren Löslichkeit von Kalkstein bei niedrigen pH-Werten höher als bei der *ex-situ*-Oxidation. Das molare Ca/S-Verhältnis liegt zwischen 1,01 bis 1,05.

Ein weiterer Vorteil der *in-situ*-Oxidation ist die Möglichkeit, die Bildung von S_2O_3 zu verringern. Dies ist ein Nebenprodukt der Nebenreaktion der SO_3-Oxidation und ist eine Substanz die den chemischen Sauerstoffbedarf beeinflusst (CSB). Durch die CSB-Verringerung auf ein Fünftel bis zu einem Zehntel im Abwasser kann der Aufwand für die Abwasseraufbereitung reduziert werden. Auch ist es nicht nötig, H_2SO_4 zur Oxidation hinzuzufügen, im Gegensatz zu den Typen (a) und (b). Das Aufkommen des *in-situ*-Verfahrens der Zwangsoxidation hat die Anwendung von nassen Kalksteinwäschern attraktiver gemacht.

Typ (d) verfügt über die einfachste Konfiguration unter den nassen Kalksteinwäschern und ist jetzt das führende REA-Verfahren geworden. Alle chemischen Reaktionen laufen in einem integrierten Einzelabsorber ab. Dadurch können die Investitionskosten sowie der Stromverbrauch gesenkt werden. Bei Typ (d) wurden seit Ende der 80-er Jahre ein hoher Zuverlässigkeitsgrad und angemessene Gipsqualität erzielt. Ein integrierter Einzelturm erfordert weniger Platz, wodurch das Nachrüsten vorhandener Dampfkesselanlagen erleichtert wird. In Deutschland sind die neuesten REA-Anlagen die des Typs (d). In den USA wird der Typ (d) auch allgemein wegen seiner geringen Kosten und des hohen Wirkungsgrads gern verwendet.

Der Konstruktionsweise des Absorbers kommt bei Nass-REA-Systemen wesentliche Bedeutung zu. In der Abbildung 3.10, REA-Anlagen, werden Beispiele verschiedener Absorbertypen dargestellt, wobei alle chemischen REA-Reaktionen zusammen auftreten.

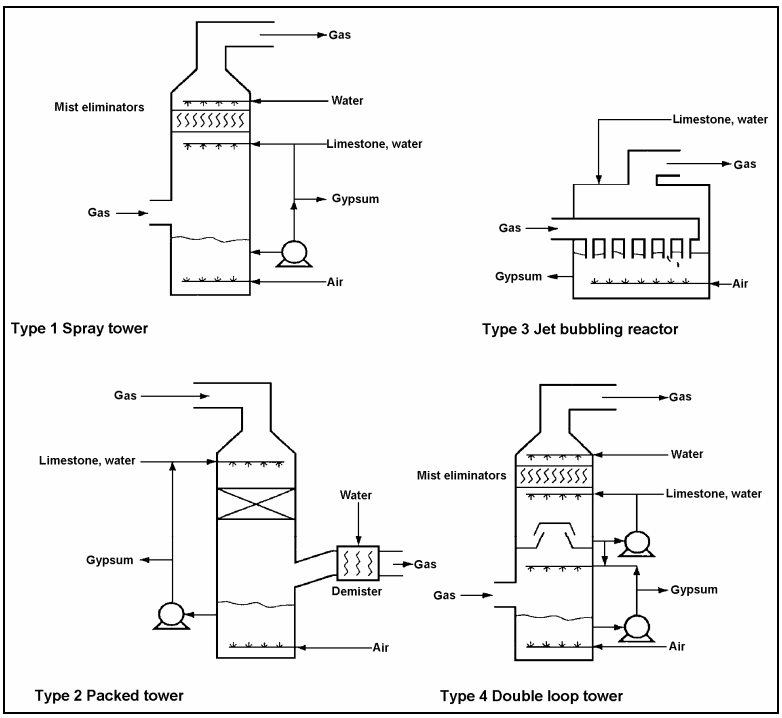


Abbildung 3.10: Verschiedene Absorbertypen
[33, Ciemat, 2000]

Type 1 Spray tower:	*Typ 1 - Sprühturm;*
Type 2 Packed tower:	*Typ 2 - gepackter Turmabsorber;*
Type 3 Jet bubbling reactor:	*Typ 3 Jet Bubbling-Reaktor;*
Type 4 Double loop tower:	*Typ 4 Double-Loop-Turm;*
Spray tower:	*Sprühturm;*
Mist eliminators:	*Tröpfchenabscheider;*
Water:	*Wasser;*
Limestone, water:	*Kalkstein, Wasser;*
Gypsum:	*Gips*

Typ 1 ist der Sprühturmabsorber, der weltweit größtenteils in Nass-REA-Systemen zur Anwendung kommt. Der Sprühturmabsorber verfügt normalerweise über drei bis vier Sprühköpfe, bestückt mit mehreren Sprühdüsen, durch welche eine wässrige Suspension aus fein gemahlenem Kalkstein zerstäubt und mit gleichmäßiger Verteilung eingesprüht wird. Das in den Absorber eintretende Abgas gelangt in engen Kontakt mit frei schwebenden Tröpfchen, normalerweise in einer Gegenstromkonfiguration, ohne dass der Gasstrom durch andere Vorrichtungen behindert wird. Mitgerissener Flüssigkeitströpfchen wird in Tröpfchenscheidern abgeschieden. Ausschlaggebend für die Entwicklung dieser Konstruktion waren ungelöste Problemen der Gipsverkrustungen bei der ersten Generation von REA-Anlagen, die mit Absorbern mit internen strukturellen Komponenten ausgerüstet waren.

Typ 2 ist der gepackte Turmabsorber, der eine ursprünglich in Japan entwickelte Kunststoffgitterpackung verwendet. Der gepackte Turmabsorber verlängert die Dauer des Kontakts zwischen Gas und Flüssigkeit, was den Wirkungsgrad der SO_2-Abscheidung erhöht. Dank besserer Erkenntnisse über die REA-Verfahren können heute gepackte Turmabsorber ohne das Kesselsteinproblem betrieben werden. Ferner ist das wesentliche Merkmal der Gas-Gleichstromkonfiguration mit hoher Durchströmgeschwindigkeit eine kompakte Konstruktion der Großabsorber.

Typ 3 ist als blasenbildender Wirbelschichtreaktor bekannt. Das Abgas wird durch zahlreiche versenkte Rohre in die Suspension eingeleitet, wobei Kalksteinsuspension in den blasenbildender Wirbelschichtreaktor eingetragen und Luft zur Oxidation in die Suspension eingeblasen wird. Dieser Absorbertyp ist ein gutes Beispiel für einen vereinfachten Abgasreinigungsprozess. Es werden keine Umwälzpumpen, Sprühdüsen und -köpfe, separate Oxidationskessel oder Eindicker benötigt, wodurch sowohl Betriebsprobleme als auch der Energieverbrauch auf ein Mindestmaß gesenkt werden.

Typ 4 verwendet ein Doppelschleifenkonzept (double loop concept), das seinen Ausgang in den USA nahm. Dieser Absorber arbeitet in zwei Zyklen, die als Quencher und Absorber bezeichnet werden, und jeweils unterschiedliche pH-Werte aufweisen. Eine Anzahl von Anlagen mit diesem Absorbertyp sind in Kanada, Deutschland und den USA zu finden.

Kalkstein-Nass-REA-Systeme sind i.d.R. aggressiven Betriebsbedingungen ausgesetzt, die Korrosion, Erosion und Verschleiß verursachen. Der Abgasweg vom Eingang des Absorbers bis zur Ableitung durch den Schornstein muss beispielsweise mithilfe von Gummierungen gegen aggressive Säureeinwirkung aufgrund der adiabatischen Abkühlung und Saturierung des Gases geschützt werden. Die besonders betroffenen Bestandteile sind der Eingangskanal, Absorber, Ausgangskanal des Wiedererhitzers und die Schornstein-Auskleidung. Alle Teile der Schlammbehandlung unterliegen sowohl Korrosions- als auch Verschleißerscheinungen. Betroffen sind die Absorbersprühzonen, Behälter, Rührvorrichtungen, Pumpen, Rohrleitungen, Ventile und die gesamten Entwässerungstechnik.

Beim Durchströmen der Nass-REA-Einheiten wird die Temperatur des Abgases auf ungefähr 45-80° C abgesenkt. Um die Ausbreitung des reinen Abgases aus dem Schornstein zu verbessern und die Häufigkeit sichtbarer Rauchfahnen zu verringern, fordern Vorschriften eine Mindesttemperatur des Abgases am Schornsteinaustritt, in Großbritannien beispielsweise 80°C. Um diese Vorgabe zu erfüllen, muss das Abgas wieder aufgeheizt werden. Hierzu wird am häufigsten ein regenerativer Gas-Gas-Wärmeaustauscher (Regavo) benutzt. Einige neuere Bestimmungen fordern keine Mindesttemperatur am Schornstein mehr. Darüber hinaus benötigt dienasse Ableitung der Abgase über einen Schornstein (Wet Stack) einen geringeren elektrischen Energiebedarf, ist jedoch mit einer sichtbaren Rauchfahne verbunden.

Ausbreitungsmodelle haben gezeigt, dass für die Ausbreitung der Abgase die Schornsteinhöhe bedeutend wichtiger ist als der Abgasauftrieb, um geringe Auswirkungen auf die Luftqualität in der Standortnähe zu gewährleisten, ohne das Abgas wieder aufzuheizen. Der Auftrieb der Abgase (und damit die Ausbreitung) kann zwar, sofern nötig, durch eine Wiederaufheizung des Abgases verstärkt werden; die Ausbreitung lässt sich jedoch auch durch eine erhöhte Strömungsgeschwindigkeit am Schornsteinaustritt verbessern.

Beim Einsatz eines Nass-REA-Systems besteht beträchtlicher Platzbedarf. Bei bestehenden Anlagen kann, falls eine REA bei ihrer Auslegung nicht vorgesehen war,,der erforderliche Platz fehlen, und es müssen eventuell zusätzliche Kanäle/Leitungen installiert werden, die mit viel höheren Investitionskosten einher gehen (daher sollte die Auslegung und der Bau solcher Systeme jeweils einzelfallspezifisch erfolgen).

Desweiteren kann bei der Implementierung dieses Verfahrens in eine bestehende Anlage ein neuer Schornstein erforderlich sein, weil die Abgase der REA eine viel stärker korrosive Wirkung ausüben (der Taupunkt wird im Wäscher erreicht) als ohne REA-Behandlung und der bestehende Schornstein eventuell nicht für diesen Zweck ausgelegt ist. Bei neuen Schornsteinen können moderne Beschichtungen für die Abgasableitung angewandt werden, die sowohl die Bildung von Säurekondensat verringern als auch die Ausbreitung verbessern, indem sie sich während der Anfahrphase schnell erwärmen. Diese Tatsache wird immer bedeutsamer, da die Bedingungen des Strommarktes dazu zwingen, den Anlagenbetrieb immer mehr dem Bedarf anzupassen.

Die Nasswäscherverfahren haben in den letzten Jahrzehnten eine beträchtliche Entwicklung durchlaufen und zeichnen sich im Ergebnis durch verbesserte Zuverlässigkeit, erhöhten Wirkungsgrad der Abscheidung sowie reduzierte Kosten aus. Der Zuverlässigkeitsgrad liegt i.d.R. über 99 % bei der Zwangsoxidation, und zwischen 95-99 % bei natürlicher Oxidation. Die Einsatzmöglichkeit kann sowohl durch die Wäscherkomponenten als auch durch Hilfsprozesse in Verbindung mit dem Absorptionsprozess beeinflusst werden.
Ein Verfahren, das Hydroxid- und Sulfidabscheidung, Klärung und Schlammentwässerung mit einschließt wurde als gute Maßnahme für die Abwasserbehandlung nach den REA-Anlagen befunden, um Schwermetalle und Staubpartikel zu entfernen.

Gegenwärtig sind kaum veröffentlichte Angaben über die tatsächlichen Kosten von Nasswaschanlagen verfügbar, weder von Herstellern noch von Anwendern. Eine vollständige Einschätzung der spärlich verfügbaren Daten erweist sich auch als schwierig aufgrund fehlender Informationen über die Art der Kostenberechnung.

Die Kapitalkosten liegen bei einem Kalkstein-Nasswäscher verhältnismäßig hoch, aber andererseits sind die Betriebskosten moderat infolge des fortschrittlichen Automatisierungs- und Zuverlässigkeitsgrads und eines vermarktungsfähigen Nebenprodukts. Die Kapitalkosten können stark variieren. Sie hängen von den Standortbedingungen und den technischen und wirtschaftlichen Umständen ab wie beispielsweise der Anlagengröße, der SO_2-Eingangskonzentration, den SO_2-Emissionsbegrenzungen, der Redundanzstrategie, den jährlichen Betriebsstunden, den Betriebsjahren, der Verfahrensweise mit angefallenem Gips oder Rückständen, Zinssätzen, Anzahl der Einheiten am Standort, der Situation auf dem REA-Markt usw. Die Kapitalkosten für das Kalk/Kalkstein-Nasswaschverfahren werden hauptsächlich durch die Durchflussgeschwindigkeit des Abgases beeinflusst. Die REA-Nachrüstungsanlagen sind bedeutend kostenintensiver als völlig neue Anlagen auf der grünen Wiese. Die Kapitalkosten beim Kalkstein-Nasswaschverfahren schwanken zwischen 35 EUR und 50 EUR pro kW_{el}, und die Betriebs- und Wartungskosten liegen zwischen 0,2-0,3 EUR pro kWh (Energieeinsatz). Die typischen Kosten für SO_2-Abscheidung betragen zwischen 750 und 1150 EUR pro Tonne entfernten SO_2, und die Auswirkung auf den Strompreis beträgt 3 bis 6 EUR pro MWh (erzeugter Energie).

Bei der Entschwefelung von Abgas aus mit Flüssigbrennstoff befeuerten Motoren weist beispielsweise ein größerer Dieselmotor einen Sauerstoffgehalt von ca. 13-15 Volumenprozent O_2 im Abgas auf (Luftfaktor 2,7-3,5). Bei einer Dampfkesselanlage beträgt der Anteil i.d.R. 3-6 Volumenprozent O_2 (Luftfaktor 1,2-1,4), je nach dem verwendeten Brennstoff. Ein höherer Sauerstoffgehalt bedeutet einen größeren Abgasstrom und notwendigerweise ein größer dimensioniertes REA-Reaktorsystem, wodurch höhere Investitionskosten pro kW_{el}, entstehen als oben erwähnt.

3.3.3.2 Meerwasserwäscher

Zur Meerwasserwäsche werden die inhärenten Eigenschaften von Meerwasser genutzt, um Schwefeldioxid in Abgasen zu absorbieren und neutralisieren. Falls größere Mengen von Meerwasser in Kraftwerksnähe zur Verfügung stehen, dient es sehr wahrscheinlich auch als Kühlmedium in den Kondensatoren. Nach Verlassen der Kondensatoren kann das Meerwasser zur Abgasentschwefelung erneut verwendet werden. Abb. 3.11 verdeutlicht die grundlegenden Funktionsprinzipien des Meerwasserwaschverfahrens.

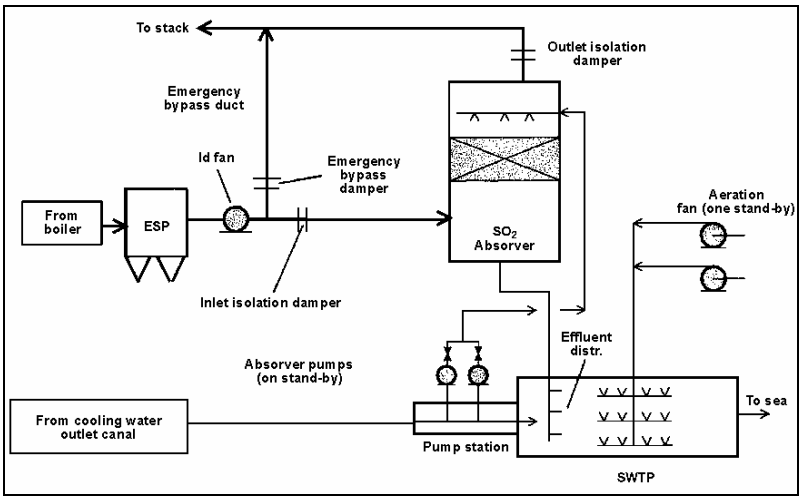


Abbildung 3.11: Grundschaltplan des Meerwasserwaschverfahren [39, ABB, 2000]

To stack: *zum Kamin;*
Outlet isolation damper: *Austritt-Sperrschieber;*
Emergency bypass duct: *Notfall-Bypass-Schieber ;*
Aeration fan (one stand-by): *Lüfter (1 Reserve);*
From boiler: *vom Dampfkessel;*
Inlet isolation damper: *Einlasssperrschieber;*
Absorber pumps (one stand-by): *Absorberpumpen (1 Reserve);*
Effluent distr.: *Abwasser-Verteiler;*
From cooling water outlet canal: *vom Kühlwasserausgangskanal;*
Pump station: *Pumpenstation;*
To sea: *ins Meer.*

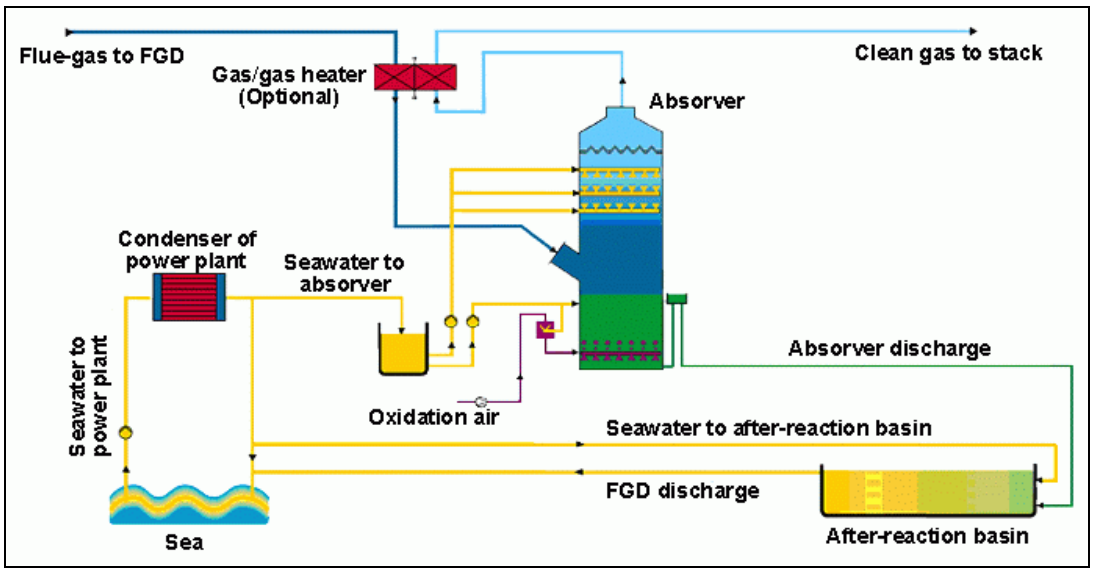


Abbildung 3.12: Meerwasserwaschverfahren
[192, TWG, 2003]

Flue-gas to FGD:	*Abgas zu REA;*
Gas/gas heater (optional)	*ReGaVo (Gas/Gaswärmetauscher, optional);*
Clean gas to stack:	*Reingas zum Kamin;*
Condenser of power plant:	*KW-Kondensator;*
Seawater to absorber:	*Meerwasser zum Absorber;*
Seawater to power plant:	*Meerwasser zum KW;*
Oxidation air:	*Oxidationsluft;*
Seawater to after-reaction basin:	*Meerwasser zum Nach-Reaktionsbehälter;*
Sea:	*Meer;*
FGD discharge:	*REA-Einleitung;*
After-reaction basin:	*Nach-Reaktionsbehälter.*

Das grundlegende Verfahren ist aus Abbildung 3.13 und Abbildung 3.12 ersichtlich. Das Abgas des Kraftwerks verlässt den Staubabscheider, i.d.R. über einen Gewebefilter oder Elektrofilter. Nachfolgend wird das Abgas dem SO_2-Absorber zugeführt, wo es mit einem bestimmten Anteil des Meerwassers in Kontakt kommt, das vom Kühlwasserabfluss des Dampfturbinenkondensators herrührt. Wegen des Anwesenheit von Bikarbonat und Karbonaten im Meerwasser wird das Schwefeldioxid des Abgases absorbiert. Das säurehaltige Absorberabwasser wird mit zusätzlichem Meerwasser vermischt um sicherzustellen, dass der pH-Wert für den Oxidationsprozess optimal ist. Die eingeblasene Luft erzwingt die Oxidation des absorbierten Schwefeldioxids aus Bisulphit zu Bisulphat und eliminiert das gelöste CO_2. Das Wasser ist annähernd mit Sauerstoff gesättigt, und der pH-Wert wird wieder neutralisiert, ehe das Meerwasser ins Meer geleitet wird. Der Meerwasserwaschprozess erfordert kein Eintragen oder Austragen von Sorbenzien oder festen Nebenprodukten. Dabei wird ausschließlich Meerwasser verwendet, das bereits im Ernergieerzeugungsprozess als Kühlwasser für den Dampfturbinenkondensator benutzt wurde.

Dieses Verfahren beruht auf folgender chemischer Reaktion:

$$\mathbf{SO_2 + 2HCO_3^- + \tfrac{1}{2}O_2 \rightarrow SO_4^{2-} + 2CO_2 + H2O}$$

Im Meerwasserwaschverfahren wird das Kühlwasser nach den Kondensatoren angewandt. Ein Teil des Meerwasser wird oben in den Absorber eingeführt und strömt durch die Packung, wo es das SO_2 absorbiert. Das säurehaltige Meerwasser sammelt sich im Absorbersumpf und fließt der Schwerkraft folgend in die Meerwasseraufbereitungsanlage (MWAA). Das säurehaltige Absorberabwasser wird mit dem restlichen Kühlwasser in einer Spezialmischeinheit im vorderen Abschnitt der MWAA vor dem Folgeschritt, d.h. der Oxidation, vermischt. Die Umgebungsluft in diesem Abschnitt wird durch industrielle Hochleistungsgebläse in das Meerwasser geblasen. SO_2 wird danach zu Sulfat (SO_4^{2-}) umgebildet, das Wasser ist mit Sauerstoff annähernd gesättigt, und der pH-Pegel wird auf den Wert 6 als unteren Vorgabewert gemäß der Weltbank-Richtline neutralisiert, ehe das Meerwasser ins Meer zurückgeleitet wird.

3.3.3.3 Magnesium-Nasswäscher

Das Sorbens im Magnesiumwäscher ist Magnesiumhydroxid, das durch Zugabe von gelöschtem Kalk in Meerwasser erzeugt wird, um seine alkalischen Eigenschaften zu erhöhten. Dieses Verfahren wird allgemein seit den frühen 80-er Jahren angewendet und hat das Natriumwaschen ersetzt, da Magnesiumhydroxid als Sorbens derzeit günstiger ist als Natriumhydroxid oder Karbonat. Dabei entsteht Sulfatablauge. Zahlreiche Einheiten bei diesem Verfahren sind vor allem für kohlebefeuerte Industriekesselanlagen ausgelegt. Der Magnesium-Nasswäscher kommt hauptsächlich bei kleineren Anlagen von unter 50 MW zur Anwendung und wird daher in diesem Dokument nicht weiter beschrieben. Ein Aspekt dieses Verfahrens ist, dass Magnesiumsulfat ins Meer geleitet werden kann, weil Magnesiumsulfat bereits im Meerwasser enthalten ist. Die Investitionskosten sind dafür gering, doch die Betriebskosten sind dagegen hoch. Dieses Verfahren eignet sich nur für Anlagen im Küstenbereich.

3.3.3.4 Ammoniak-Nasswäscher

Im Ammoniak-Nasswäscher wird, wie in der Abb. 3.13 dargestellt, SO_2 durch wässriges Ammoniak absorbiert, wodurch Ammoniaksulfat als Nebenprodukt zur Nutzung als Düngemittel entsteht. Die Industrieländer verzeichnen jedoch ein Überangebot dieses Düngemittels aus anderen Quellen. Daher wird dieses Verfahren selten angewendet, obgleich in China drei Anlagen mit der Gesamtkapazität von 200 MW_e, die dieses Verfahren verwenden, seit 1987 mit ölbefeuerten Dampfkesseln in Betrieb sind.

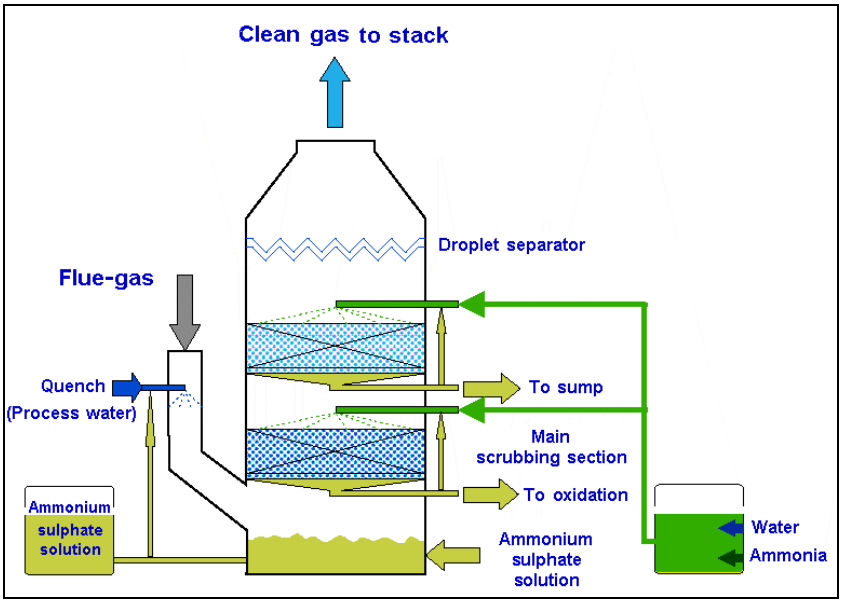


Abbildung 3.13: Ammoniak-Nasswaschverfahren
[126, Lurgi Lentjes Bischoff, 2001]

Clean gas to stack:	*Reingas zum Kamin;*	*Main scrubbing section:*	*Hauptwaschabschnitt;*
Flue-gas:	*Abgas;*	*To oxidation:*	*zur Oxidation;*
Droplet separator:	*Tröpfchenabscheider;*	*Ammonium sulphate solution:*	*Ammoniak-Sulfatlösung;*
Quench (process water):	*Abkühlung (Prozesswasser);*	*Water:*	*Wasser;*
To sump:	*zum Sammelbehälter;*	*Ammonia:*	*Ammoniak.*

Das Verfahren wird bei einer kohlebefeuerten Schmelzkammerfeuerungsanlage mit 191 MW_{th} Feuerungswärmeleistung in Deutschland angewandt. Es hat sich nach Verbesserungsmaßnahmen und der Lösung anfänglicher Probleme wie beispielsweise der Bildung von Aerosolen, d.h. Ammoniaksalzpartikel mit einem Durchmesser von bis zu 1 µm als zuverlässig erwiesen. Das Verfahren wurde gewählt, um die Kriterien für Emissionsgrenzwerte von unter 200 mg/Nm^3 zu erfüllen. Daneben sind die Beweggründe für die Anwendung des Ammoniak-Nasswaschverfahrens die Forderungen nach einem vermarktungsfähigen Nebenprodukt und nach nicht anfallendem Abwasser (spezielle örtlichen Bedingungen gestatten keine Abwassserableitung in öffentliche Vorfluter) oder sonstigen Abfällen, die deponiert werden müssten, ebenso wie Überlegungen zu sehr beschränkten Platzverhältnissen und zu ökonomischen Zwängen.

3.3.4 Sprühtrockenwäscher

In der weltweiten Hierarchie der verwendeten Entschwefelungssysteme belegen die Sprühtrockenwäscher nach Nasswäschern den zweiten Platz. Gewöhnlich wird Kalksuspension zur SO_2-Abscheidung aus dem Abgas bei dieser Art von REA eingesetzt. Der Wirkungsgrad der SO_2-Abscheidung und die Betriebssicherheit haben sich im Laufe der Entwicklung dieser Technologie verbessert. Sprühtrockenwäscher zeichnen sich allgemein durch geringere Kapitalkosten aus, erfordern jedoch höhere Betriebskosten als Nasswäscher, vor allem aufgrund der Anwendung des kostenintensiveren Kalks als Sorbens. Sprühtrockenwäscher werden größtenteils für Dampfkesselanlagen relativ kleiner bis mittlerer Leistung zum Einsatz von Kohle mit geringem bis mittleren Schwefelgehalt (1,5 %) benutzt. Aus demselben Grund werden sie auch im Fall einer Nachrüstung und im Spitzenlastbetrieb angewandt. Als Rückstand ergibt sich i.d.R. ein Gemisch aus Kalziumsulfit, Kalziumsulfat und Flugasche, die unter dem kommerziellen Aspekt von geringem Interesse sind. Tests wurden unternommen, um die mögliche industrielle Verwendung der Rückstände zu untersuchen. Einige Anlagen benutzen eine dem Sprühtrockenwäscher vorgeschaltete Staubminderung zum Abscheiden von Flugasche.

Der Sprühtrockenwäscher ist mit der REA-Technologie verwandt und wurde in den USA und Europa Anfang bis Mitte der 70-Jahre des vorigen Jahrhunderts entwickelt. Die erste kommerzielle Anwendung in Feuerungsanlagen begann 1980 in den USA, wo die Technologie bei einer kohlebefeuerten Dampfkesselanlage eingesetzt wurde.

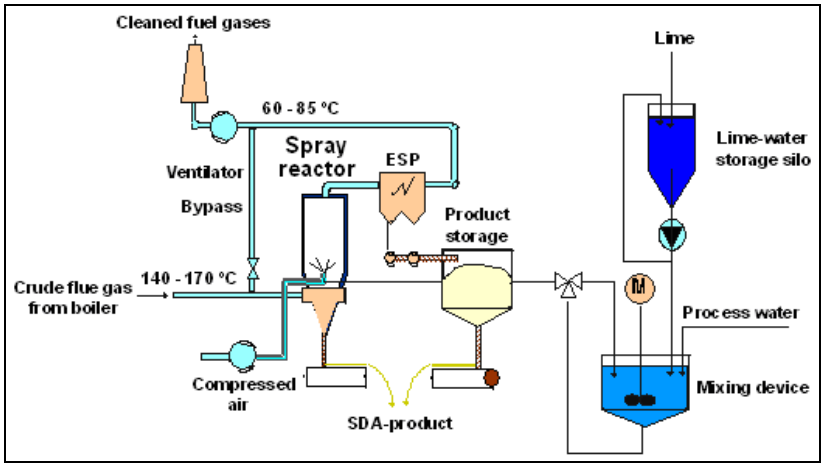


Abbildung 3.14: Flussdiagramm eines Sprühtrocken-Waschverfahren [58, Eurelectric, 2001]

Cleaned fuel gases:	*Gereinigte Abgase;*	*Crude flue gas from boiler:*	*Rohgas vom Dampfkessel;*
Lime:	*Kalk;*	*Product storage:*	*Produktspeicher;*
Spray reactor:	*Sprühreaktor;*	*Process water:*	*Prozesswasser;*
ESP:	*Elektrofilter;*	*Compressed air:*	*Druckluft;*
Lime-water storage silo:	*Kalkwasser-*	*SDA product:*	*SEA-Produkt;*
Speichersilo;		*Mixing device:*	*Mischer*

Das Verfahren basiert hauptsächlich auf dem Sprühtrockner, einem Staubabscheider wie z.B. ein Elektrofilter oder Gewebefilter, und Aufarbeitungsvorrichtungen für der Reaktionsprodukte. Gegenwärtig werden mehrere Sprühtrockenwäscher kommerziell betrieben. Die Verfahren ähneln einander hinsichtlich der Verfahrenskonfiguration, der Bestandteile und des verwendeten Sorbens; ein Unterschied zwischen ihnen ist das im Sprühtrockenabsorber verwendete Sprühsystem für die Kalksuspension.

Bei dem zur SO_2-Absorption benutzten Sorbens handelt es sich i.d.R. um Kalk- oder Kalziumoxid. Der Kalk wird mit überschüssigem Wasser vermischt oder gelöscht, wodurch Kalksuspension entsteht, die auch als Kalkmilch bezeichnet wird. Die Kalkmilch wird in feinen Tröpfchen in einem Sprühtrockenabsorber gesprüht, wobei SO_2 aus dem Abgas entfernt wird. Wasser verdampft durch die Wärme des Abgases bei ausreichender Verweilzeit (ungefähr 10 Sekunden); SO_2 und andere saure Gase wie z.B. SO_3 und HCl reagieren gleichzeitig mit gelöschtem Kalk und bilden Kalziumsulfit/-sulfat und Kalziumchlorid. Eine Abwasseraufbereitung ist dabei nicht erforderlich, da das Wasser im Sprühtrockenabsorber vollständig verdampft.

Der chemische Prozess im Hinblick auf die SO_2-Abscheidung aus dem Abgas ist eine einfache sauer/basische Absorptionsreaktion zwischen SO_2 und gelöschtem Kalk und verläuft wie folgt:

$$\mathbf{Ca(OH)_2 + SO_2 \rightarrow CaSO_3 + H_2O}$$

$$\mathbf{CaSO_3 + ½O_2 + ½H_2O \rightarrow CaSO_4 \cdot ½H_2O}$$

Die absorptionschemischen Verfahren werden besonders durch solche Faktoren beeinflusst wie die Abgastemperatur, Gasfeuchtigkeit, SO_2-Konzentration im Abgas und der Tröpfchengröße der zerstäubten Suspension. Das Nebenprodukt ist ein trockenes Gemisch aus Kalziumsulfit, Sulfat, Flugasche und nicht reagiertem Kalk. Obwohl das Sprühabsorptionsverfahren manchmal als Halbtrockenprozess bezeichnet wird, weil bei ihm Kalkmilch benutzt wird (ein Kalk-Wasser-Gemisch), entsteht als Rückstand ein trocknes Pulver, das entweder durch den Elektrofilter oder den Gewebefilter abgeschieden wird. Da dieser Rückstand einen gewissen Anteil von unreagiertem Kalk enthält, wird allgemein ein Teil davon zurückgeführt und mit frischer Kalksuspension vermischt, um die Wirkung zu verstärken.

Die Verwendung eines Vorabscheiders, durch den die Flugasche größtenteils vor Erreichen des Absorbers entfernt wird, ist ein allgemeines Konstruktionsmerkmal der meisten Sprühtrockenwäscher in Europa. Er wird zwischen dem Luftvorwärmer und dem Absorber installiert. Die Installation eines Vorabscheiders bringt einige Vorteile mit sich, die dazu beitragen können, die ursprünglichen Kapitalkosten und Betriebskosten auszugleichen, z.B.:

- bei einem gewissen Entschwefelungsgrad kann er den Kalkverbrauch reduzieren (bei gegebenem ΔT) oder die Erhöhung der Betriebstemperatur des Sprühtrockners (ST) gestatten (mit einem vorgegebenen Ca/S-Verhältnis), wodurch das Risiko der Staubablagerung vermindert wird;
- er hilft, einen höheren Elektrofilter-Wirkungsgrad zu erzielen und somit verminderte Endemissionen;
- er stoppt die Erosion durch Flugasche in den nachgeschalteten Anlageteilen;
- er verringert die Menge des zu entsorgenden Abfalls;
- er scheidet ein verkaufsfähiges Produkt ab (Flugasche); das nützlich ist, da ein etablierter Markt für Flugasche existiert.

Der Vorabscheider ist gewöhnlich ein einfacher Ein-Feld-Elektrofilter (one-field ESP). Bei Nachrüstungsmaßnahmen wird die vorhandene Staubabscheidung oftmals zur Vorabscheidung genutzt.

In den USA werden typischerweise Kugelmühlen-Kalklöscher (ball mill slaker) zum Kalklöschen im Sprühtrockenverfahren verwendet. In Europa werden Rückhaltetank-Kalklöscher (detention-type tank slakers) in die meisten Sprühtrockenwäscher eingebaut. Der einfache Tank-Kalklöscher kann für pulverisierten ungelöschten Kalk verwendet werden.

Der wichtigste Bestandteil des Absorbers ist die Sprühdüse für die Kalksuspension. Die Sprühdüse kann als Rotationsversprüher oder als Zweistoffsdüse ausgelegt sein. Die erstgenannte ist in zentraler Position am Dach installiert und versprüht die Kalkmilch in feinen Tröpfchen. Der Abgasstrom wird vor Eintritt in den Absorber aufgeteilt, sodass ungefähr 60 % des Gases durch die am Dach installierte Gasverteilung und die anderen 40 % durch die zentrale Gasverteilung in den Absorber gelangt. Mittels korrekter Einstellung der beiden Ströme Rotationsdüse und Positionierung der Gasleitbleche gelingt es, die Wolke aus zerstäubten Tröpfchen zu regeln und ein effizientes Gemischt aus Abgas und Sorbens im engeren Bereich um die Sprühdüse zu erzeugen. Die entsprechende Größe des Absorbers zur Behandlung des Abgases aus Dampfkesseln mit einer Kapazität von 100 MW_e bis 150 MW_e liegt allgemein bei 14 bis 15 m (Durchmesser) x 11 bis 12 m (zylindrische Höhe).

Die Sprühdüsen des Suspensionszerstäubers im Sprühtrockenwäscher müssen den strikten Vorgaben entsprechen, um eine konstante Sprühqualität zu erzielen. Die Düsen müssen beispielsweise gegenüber Abgaskorrosion und Kalkerosion resistent sein. Zudem müssen sie geringen Druckabfall und minimales Verstopfungsrisiko aufweisen. Im Suspensionszerstäuber werden vielfältige Sprühdüsenarten verwendet, beispielsweise Rotationszerstäuber und die fest installierte Zweistoffsdüse.

Die Verwendung von Sorbens in Sprühtrockenwäschern ist größer als bei der Sorbens-Eindüsung ins Abgas, aber der Anteil von unreagiertem Kalk beträgt ungefähr 10-40 % des Kalkzusatzes und wird mit Kalziumsulfit/-

sulfat aus dem System ausgetragen. Die Sorbensanwendung wird durch strikte Kontrolle des Sorbens/Wasser-Verhältnisses bei der Suspensionserzeugung verbessert, wobei die Taupunkt-Annäherung im Absorber verringert wird und Rückstände in den Absorber rezirkuliert werden.

Die üblichste Art der Entsorgung der Produkte aus Sprühtrockenwäschern ist ihre Lagerung in stabilisierten Deponien. Da das Nebenprodukt nichtreagierten Kalk enthält, lässt es sich nicht unbehandelt deponieren, weil es Staub erzeugt und das Risiko unkontrollierter Auslaugung von Gefahrenstoffen besteht. Daher wird es speziell konditioniert, indem Wasser mit Flugasche vermischt wird, um ein deponierfähiges fixiertes Produkt zu erzeugen.

Der Rückstand ist für das System sowohl von Vorteil als auch Nachteil. Ein Hauptziel bei der Anwendung eines Sprühtrockenwäschers ist es, eine Nutzungsmöglichkeit für den Rückstand zu finden. Da es einen hohen Anteil von unreagiertem Kalk enthält, wird das Produkt als Lösungsmittel für Nassentschwefelanlagen in der Nähe eingesetzt, vorausgesetzt dass der Aschegehalt ausreichend gering ist. Neuere Forschungsergebnisse legen nahe, dass ein neuer Anwendungsbereich des Rückstands sein Einsatz als Zusatzmittel für Düngemittel ist, bei denen Schwefel benötigt wird.

Sprühtrockenwäscher arbeiten i.d.R. bei 20-30 K über dem Taupunkt, wobei der Taupunkt des Abgases zwischen 45-55 C liegt. Somit besteht - abgesehen davon, dass eine geforderte Schornsteintemperatur auf irgendeine Weise erreicht werden muss - bei der Mehrheit der Anlagen nicht die Notwendigkeit, das reine Abgas wieder zu erwärmen.
Der Sprühtrockenwäscher eignet sich für Brennstoffe mit geringem bis mittlerem Schwefelgehalt und für kleinere Anlagen. Die entsprechende Ausrüstung schließt Vorrichtungen zur Suspensionsaufbereitung, Weiterleitung und Zerstäubung mit ein, die alle gegenüber der Suspension erosionsbeständig sein müssen. Das trockene feste Nebenprodukt findet vielfach bei Bauzwecken Anwendung.

Das Sprühtrockenverfahren nimmt als kommerziell verwendbare Technik einen festen Platz ein. Von der weltweiten mit trockener REA-Verfahrenstechnik ausgerüsteten Gesamtkapazität verwenden 74 % das Sprühtrockenverfahren (18655 MW der elektrischen Leistung im Jahr 1998) [33, Ciemat, 2000].

Die Kapitalkosten für das Sprühtrocknungsverfahren sind vorrangig von der Anlagenkapazität und dem Typ und der Gestaltung des Sprühabsorbers und des Eindüsungssystems abhängig. Die berichteten Kapitalkosten differieren stark je nach Kraftwerkstyp. Die Kapitalkosten für ein Sprühtrockensystem liegen bei annähernd 30-50 % unter denen eines Kalkstein-Nasswaschverfahrens für eine GFA gleicher Größenordnung, aber die Betriebskosten sind höher aufgrund der höheren Sorbenskosten. Da bei der Sprühtrocknung Kalk verwendet wird, ist der Einsatz eines Einzelmodul-Sprühtrockners auf Anlagen unter 700 MW_{th} und 700000 m³/Std und auf Brennstoffe mit geringerem und mittlerem Schwefelgehalt begrenzt, um die Betriebskosten in vertretbaren Grenzen zu halten. Nur bei geringer dimensionierten Anlagen und Anlagen mit niedriger Auslastung sind Sprühtrockensysteme kostengünstiger.

Die Kosten eines Sprühtrockenwäschers für eine Dampfkesselanlage wurden mit 18-25 EUR Investitionskosten je MW_{el} und 0,5-0,7 EUR Betriebs- und Wartungskosten je MWh (eingesetze Wärme) veranschlagt. Die Kosten für die Schadstoffminderung betrugen 600-800 EUR pro Tonne abgeschiedenes Schwefeldioxid. Die Auswirkung auf den Strompreis betrug annähernd 6 EUR je MWh (erzeugte elektrische Energie). Die höheren Spitzenpreise entsprechen den kleiner dimensionierten Großfeuerungsanlagen verglichen mit den Nass-Entschwefelungs-Verfahren.

Bei einem größeren dieselbetriebenen Motor ist ein Sauerstoffgehalt von ungefähr 13-15 Volumenprozent O_2 im Abgas (Luftfaktor 2,7-3,5) enthalten. Eine Dampfkesselanlage hat üblicherweise 3-6 Volumenprozent O_2 (Luftfaktor 1,2-1,4) in Abhängigkeit vom angewandten Brennstoff. Ein höherer Sauerstoffgehalt bedeutet einen größeren Abgasvolumen und erfordert ein größeres REA-Reaktorsystem, wodurch sich höhere Investitionskosten usw. ergeben.

Entsprechend den verschiedenen Möglichkeiten zur Nutzung von Nebenprodukten müssen die Kosten der Behandlung von Nebenprodukten und ihrer Entsorgung bei Sprühtrockenverfahren für den Kostenvergleich zwischen den verschiedenen Entschwefelungsverfahren herangezogen werden.

3.3.5 Sorbens-Eindüsung

3.3.5.1 Sorbenseindüsung in die Feuerung

Sorbenseindüsung in die Feuerung bedeutet die direkte Eindüsung eines trockenen Sorbens in den Gasstrom der Dampfkesselfeuerung (Abbildung 3.15). Zu den typischen Sorbenzien zählen: pulverisierter Kalkstein ($CaCO_3$) und Dolomit ($CaCO_3 \cdot MgCO_3$). In der Feuerung bewirkt die Wärmeerhöhung das Kalzinieren des Sorbens zur Produktion von reaktiven CaO-Partikeln. Die Oberfläche dieser Partikel reagiert mit SO_2 im Abgas und bildet Kalziumsulfit ($CaSO_3$) und Kalziumsulfat ($CaSO_4$). Diese Reaktionsprodukte werden dann in der Flugasche durch den Staubabscheider, gewöhnlich einen Elektrofilter oder Gewebefilter abgeschieden. Der SO_2-Abscheideprozess setzt sich im Abscheider und bis in den Filterkuchen des Gewebefilters fort. Die Rückstände werden beispielsweise in Deponien entsorgt, wobei eine sorgsame Überwachung erforderlich ist, weil sie Aktivkalk und Kalziumsulfit beinhalten. Die mögliche Verwendung dieser Rückstände ist derzeit Gegenstand der Forschung.

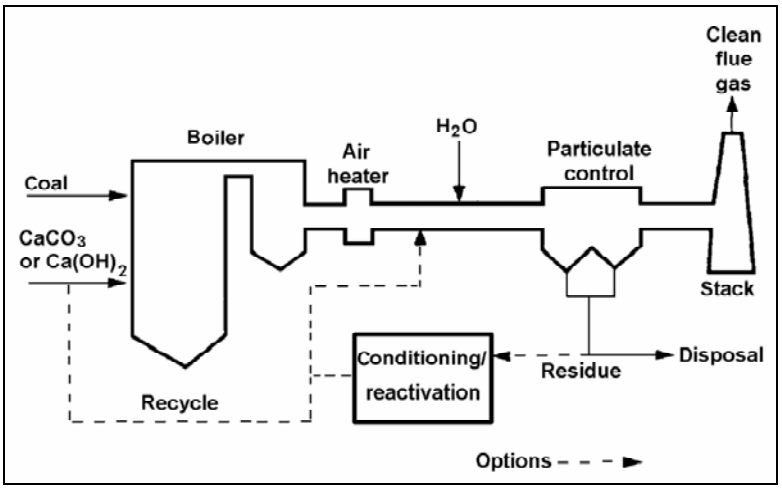


Abbildung 3.15: Sorbenseindüsung in die Feuerung
[33, Ciemat, 2000]

Coal:	*Kohle;*	*Recycle:*	*Rückführung;*
Boiler:	*Dampfkessel;*	*Conditioning/reactivation:*	*Konditionierung/Reaktivierung;*
Air heater:	*Luftvorwärmer*	*Residue:*	*Rückstand;*
Particulate control:	*Staubabscheidung;*	*Disposal:*	*Entsorgung;*
Clean flue gas:	*Reines Abgas;*	*Options:*	*Optionen.*

Die SO_2-Abscheidungsreaktion erfolgt gemäß den in der Abbildung 3.16 dargestellten Schritten.

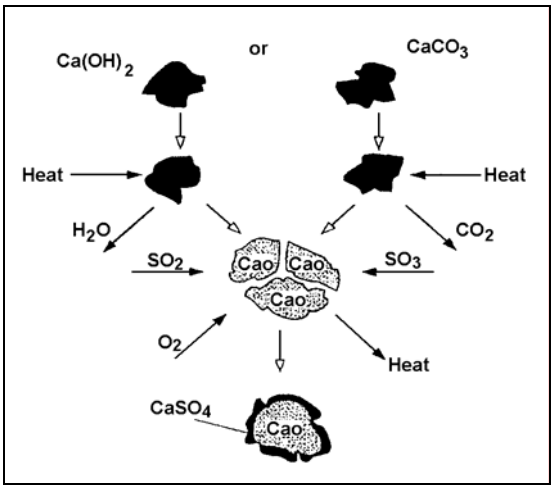


Abbildung 3.16: SO_2-Abscheidungsreaktionen bei Sorbenseindüsung in die Feuerung
[33, Ciemat, 2000]

Heat:	*Wärme*

$$CaCO_3 + heat \rightarrow CaO + CO_2 \quad oder \quad Ca(OH)_2 + Wärme \rightarrow CaO + H_2O$$

$$CaO + SO_2 + ½\ O_2 \rightarrow CaSO_3 + Wärme$$

Ein zusätzlicher Nutzen der Sorbenseindüsung in die Feuerung besteht in der Abscheidung von SO_3.

Der kritische Temperaturbereich für die Kalksteinreaktion bei der Sorbenseindüsung liegt bei 980-1230 °C. Wenn reaktiver Kalk (CaO) erzeugt wird, muss er im kritischen Temperaturbereich ausreichend Zeit haben (zumindest eine halbe Sekunde). Der hydrierte Kalk verfügt über zwei Reaktionsfenster: 980-1230 °C und ungefähr 540 °C. Dies wurde erst kürzlich erkannt.

In thermochemischer Hinsicht ist $CaSO_4$ nicht stabil bei Temperaturen von über 1260 °C in einer Umgebung von Verbrennungsprodukten aus fossilen Brennstoffen mit hohem Schwefelgehalt - typischerweise liegen 2000-4000 ppm SO_2 bei der Verfeuerung von Kohle vor. Das untere Temperaturlimit für die Bildung von $CaSO_4$ hängt von komplexen Interaktionen zwischen der Sulfatisierungskinetik, dem Kristallwachstum und der Anlagerung ab sowie dem Aufbau einer Sperrschicht aus $CaSO_4$ auf der Oberfläche des reaktiven CaO.

Ungefähr 50 % SO_2-Abscheidungsleistung kann bei einem molaren Sorbensverhältnis (Ca/S) von 4-5 erreicht werden, wenn bei nahezu optimalem Betrieb Kalkstein in die Dampfkesselfeuerung eingesprüht wird.. Der Wirkungsgrad der SO_2-Abscheidung und der Kalksteinnutzung ist niedriger als bei anderen REA-Systemen. Es gibt mehrere Maßnahmen zur Verbesserung der SO_2 -Abscheidungsleistung bei geringen Kapitalkosten, beispielsweise durch Hinzunahme weiterer Düsen-Ebenen. Die einfachste Maßnahme besteht im Einsprühen von Wasser in den Kanal vor dem Filter (Abscheider). Das bewirkt eine Verbesserung der SO_2-Abscheideleistung von ungefähr 10 %.

Eine wirksame Alternative ist das Rückführen des Reaktionsprodukts; sie wurde untersucht, um die Wirksamkeit sowohl der SO_2-Reduktion als auch der Kalksteinanwendung zu verbessern. Das durch den Staubabscheider (Elektrofilter oder Gewebefilter) aufgefangene Reaktionsprodukt wird wieder zurück in die Feuerung oder den Kanal gesprüht und zirkuliert so mehrere Male. Bei einigen Verfahrenwird das Produkt nach einer gewissen Konditionierung recycelt. Aufgrund dieser Maßnahmen ist zu erwarten, dass eine SO_2-Abscheidungsleistung von 70-80 % erzielt wird.

Die Aschebehandlung und Ascheentsorgung bringen Komplikationen bei der Sorbens-Eindüsung in die Feuerung- mit sich, meist allein schon aufgrund der Menge der Reaktionsprodukte, die zu bearbeiten sind. Der Betrieb mit einem molaren Ca/S-Verhältnis von 2,0 bei 10 % Ascheanteil der Kohle bedeutet fast eine Verdreifachung der Abscheiderate, mit der die Asche durch den Staubfilter abgeschieden und anschließend zur Aschedeponie transportiert werden muss. Bei einigen von Nachrüstungsmaßnahmen betroffenen Anlagen sind Verbesserungen an dem Elektrofilter erforderlich, um derartige Mengen zu bewältigen.

Obwohl viele Forschungsprojekte zur Nutzung von Reaktionsprodukten im Gange sind, müssen die meisten Anlagen, bei denen die Sorbens-Eindüsung in die Feuerung angewandt wird, über eine speziell präparierte Deponie verfügen, im Gegensatz zu Nasswäschern, bei denen ein vermarktungsfähiges Nebenprodukt wie beispielsweise Gips erzeugt wird.

Das Verfahren eignet sich für Brennstoffe mit geringem Schwefelgehalt sowie zur Anwendung in kleinen Anlagen. Bei der zirkulierenden Wirbelschichtfeuerung (ZWSF) wird diese Technik unter optimalen Temperaturbedingungen angewandt, bei niedriger Verbrennungstemperatur zwischen 800 und 950 °C und mit einem höheren Absorptionswirkungsgrad für einen Sorbensüberschuss über den Faktor 2 hinaus.

Das Verfahren an sich ist relativ einfach und erfordert darum weniger Betriebs- und Wartungsaufwand. Dabei wird ein trockner fester Rückstand erzeugt, der keine weitere Behandlung erfordert, ehe er auf einer Deponie entsorgt oder für Anwendungszwecke im Baugewerbe benutzt wird.

Die Sorbens-Eindüsung in die Feuerung kann zum Verschlacken und Verschmutzen der Wärmeaustauscher führen, darum kann es sich als notwendig erweisen, das Rußblasen zu verstärken.

Die meisten neueren Referenzen in Bezug auf diese Technik kommen aus China, wo dieses Verfahren sich als geeignet herausgestellt hat wegen der moderaten Anforderungen an die SO_2-Emissionen, wegen des Schwefelgehalts in der örtlichen Kohle und der Einfachheit des Verfahrens.

Die Kapitalkosten bei den Verfahren der Sorbens-Eindüsung in die Feuerung in der Energieerzeugung liegen niedriger als bei dem Trockensprühverfahren und dem Nassabscheider. Ein 350 MW_{th} -Block mit einem Reaktor weist beispielsweise Kapitalkosten in Höhe von ungefähr 25 % derjenigen eines Kalkstein-Nassabscheidungsverfahrens auf. Die Kosten des Kalksteins machen ca. die Hälfte der Verfahrensbetriebskosten aus, die aufgrund des Sorbenspreisees allgemein niedrig liegen.
Ein Vorteil dieses einfachen Verfahrens besteht darin, dass kein zusätzliches Personal benötigt wird, um das Verfahren durchzuführen oder zu warten. Die Wiederverwendung des Nebenprodukts erweist sich als möglich, sie hat jedoch keinen wirtschaftlichen Wert.

3.3.5.2 Sorbenseindüsung in den Abgasstrom (trockene Abgasentschwefelung)

Die Sorbens-Eindüsung bedeutet die Eindüsung eines auf Kalzium oder Natrium beruhenden Sorbens in das Abgas zwischen dem Luftvorwärmer und einem Elektrofilter oder einem Gewebefilter, wie in der Abbildung 3.17 dargestellt.

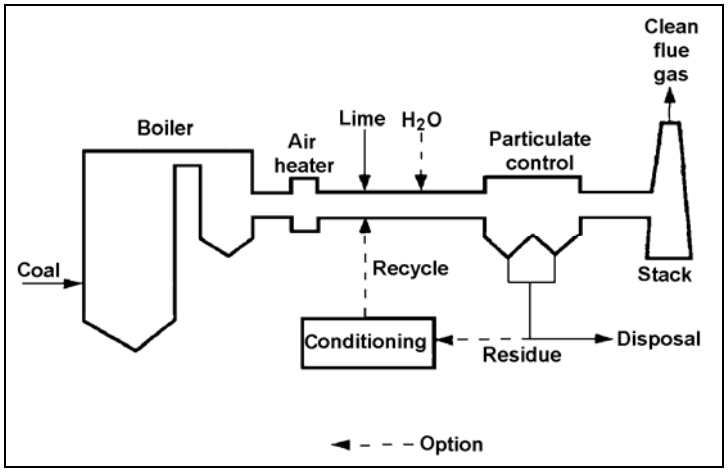


Abbildung 3.17: Sorbens-Eindüsung in den Abgaskanal
[33, Ciemat, 2000]

Coal:	*Kohle;*	*Recycle:*	*Rückführung;*
Boiler:	*Dampfkessel;*	*Conditioning/reactivation:*	*Konditionierung/Reaktivierung;*
Air heater:	*Luftvorwärmer*	*Residue:*	*Rückstand;*
Particulate control:	*Staubabscheidung;*	*Disposal:*	*Entsorgung;*
Clean flue gas:	*Reines Abgas;*	*Stack:*	*Schornstein;*
Lime:	*Kalk;*	*Options:*	*Optionen.*

Die gebräuchlisten Arten der Sorbens-Eindüsung sind:
- trockener Löschkalk mit erforderlicher Befeuchtung
- trockene Natrium-Eindüsung ohne erforderliche Befeuchtung
- Kalksuspensions-Eindüsung oder Wäsche innerhalb des Abgaskanals ohne separaten Befeuchtungsschritt

Das Befeuchtungswasser erfüllt einen Doppelzweck: erstens aktiviert es das Sorbens, um die SO_2-Eliminierung zu verstärken, und zweitens konditioniert es die Staubpartikel, um den Elektrofilter-Wirkungsgrad zu sichern.

Wenngleich die Sorbenseindüsung in den Abgaskanal ein einfaches Verfahren zu sein scheint, sind einige der Hauptmerkmale zur Erhöhung ihres Verminderungseffekts; a) die Entschwefelung des Abgases durch Sorbens auf Basis von Kalzium oder Natrium mit mehrfacher Rückführung des Produktes infolge einer hohen Menge von nicht reagiertem Absorbens und b) die Kombination mit einem vorhandenen Elektrofilter erhöht die Wirksamkeit, weil durch die Eindüsung die Temperatur reduziert und die Feuchtigkeit erhöht wird. Die Art und Weise, wie der Elektrofilter in der Lage ist, bis zu 100-mal mehr Produkt und Flugasche abzuscheiden als bei einfacher Durchleitung bei dem Kanaleinsprühverfahren, wird bisher nur unvollständig verstanden. Ein zusätzlicher Parameter besteht jedoch darin, die rückgeführten Produkte in einer Weise zu befeuchten, dass die

Wände und der Elektrofilter nicht in direkten Kontakt mit Wasser kommen, um das Korrosionsrisiko zu vermeiden.

Nach der Eindüsung wird das Natriumbikarbonat thermisch zersetzt und bildet Natriumkarbonat. Nachdem die Oberfläche des ursprünglichen Sorbens des Natriumkarbonats mit SO_2 reagiert hat und Natriumsulfit oder -sulfat gebildet hat, verlangsamt sich die Reaktionen aufgrund der verstopften Poren (wodurch die Gasphasendiffusion von SO_2 behindert wird). Damit die Reaktion sich fortsetzen kann, müssen die Sorbenspartikel sich weiter zersetzen. Bei dieser Zersetzung entweichen die Gase H_2O und CO_2 in die Umgebungsatmosphäre, wobei ein Netz aus Hohlräumen überall in den Partikeln entsteht. Bei diesem Verfahren wird frisches reaktives Sorbens freigesetzt und dem SO_2 nochmals gestattet, ins Partikelinnere zu diffundieren. Diese Vergrößerung des Oberflächenbereichs ergibt, je nach dem speziell einbezogenen Sorbens, das 5-20-fache der ursprünglichen Oberflächengröße. Es wird davon ausgegangen, dass bei den folgenden Reaktionsreihen Natriumkarbonat zum Abscheiden von SO_2 entsteht:

$$\mathbf{2NaHCO_3 \rightarrow Na_2CO_3 + CO_2 + H_2O}$$

$$\mathbf{Na_2CO_3 + SO_2 \rightarrow Na_2SO_3 + CO_2}$$

$$\mathbf{Na_2CO_3 + SO_2 + \tfrac{1}{2}\, O_2 \rightarrow Na_2SO_4 + CO_2}$$

Die Zersetzungsgeschwindigkeit und die nachfolgende Sulfatierung der partikelförmigen Natriumverbindungen sind eine komplizierte Funktion der Gastemperatur, der Geschwindigkeit der Wärmeübertragung auf die Partikel, des H_2O und des CO_2 im Abgas, der Teildrücke und der Auswirkungen anderer vorhandener Abgaskomponenten.

Die Technologien der Sorbens-Eindüsung in den Abgaskanal zeichnen sich durch niedrige Kapitalkosten, einfache Verfahrensstruktur und ihre Anpassungsfähigkeit unter schwierigen Nachrüstungsbedingungen aus. Sie zeigen jedoch einen relativ geringen Wirkungsgrad der SO_2-Abscheidung. Dieser Nachteil und die geringe Effizienz der Sorbensanwendung haben die kommerzielle Nutzbarkeit schwierig gestaltet. Die Sorbens-Eindüsung in den Abgaskanal- bietet jedoch im Fall relativ alter und kleiner Dampfkesselanlagen ein großes Potential. Daher werden derzeit verschiedene Verfahren der Sorbenseindüsung entwickelt, um die SO_2-Abscheidung und Verfahrenszuverlässigkeit zu verbessern. Die Zielstellung bezüglich des Wirkungsgrads der SO_2-Abscheidung bei der Sorbens-Kanal-Eindüsung betrug allgemein mindestens 50 %. Bei den neu entwickelten Verfahren wird eine SO_2-Abscheidungsleistung von 70-95 % angestrebt, und das ohne nennenswerte zusätzliche Kapitalkosten oder Betriebsprobleme, wobei die Verbesserungen auf dem besseren Verständnis der Sorbens-Eindüsung in den Abgaskanal beruhen.

Das Rückführen von gebrauchtem Sorbens ist besonders wichtig unter dem ökonomischen Aspekt der Sorbens-Eindüsung in den Abgaskanal, weil kürzere Sorbensverweilzeiten (0,5-3,0 Sekunden) zu geringerer Sorbensnutzung geführt hatten verglichen mit den konventionellen Sprühtrockenwäschern. Lediglich 15-30 % des $Ca(OH)_2$ gemessen nach dem Gewicht reagiert i.d.R. mit SO_2 ohne das Rückführen von verbrauchtem Sorbens. Das bedeutet, dass 70 % bis 85 % des nicht reagierten $Ca(OH)_2$, das im Elektrofilter aufgefangen wurde, mit der trockenen Flugasche entsorgt wird. Die geringe Nutzung des Sorbens ist ein Nachteil bei den Verfahren der Sorbens-Eindüsung in den Abgaskanal. Die Rückführung von verbrauchtem Sorbens findet seit kurzem in vielen Verfahren Anwendung, um die Sorptionsnutzung zu verbessern und die SO_2-Abscheideleistung zu erhöhen.

In einem Sorbens-Rückführsystem kann ein Teil dieser aufgefangenen Feststoffe wieder in den Kanal zurückgeführt werden, um dem $Ca(OH)_2$ erneut die Möglichkeit zu bieten mit dem SO_2 zu reagieren. Durch das Rückführen dieser Feststoffe erhöht sich der gesamte $Ca(OH)_2$-Gehalt im System, ohne die Menge von frischem Kalkzusatz zu erhöhen. Daher wird eine erhöhte SO_2-Abscheidung erreicht, ohne dass die Kosten für frisches Sorbens steigen.

Das Verfahren der Sorbens-Eindüsung in den Abgaskanal ist sehr einfach und lässt sich leicht handhaben, sodass keine besondere Gefahr von Verfahrensausfällen besteht.

Das Verfahren eignet sich für verschiedenartige Brennstoffe und Feuerungstechniken, insbesondere wenn die Eindüsung im kühleren Abgaskanalabschnitt erfolgt. Es ist möglich, das Sintern des Sorbens und/oder Schmelzen zu vermeiden, wenn das Sorbens im kühleren Teil des Abgaskanals zugesetzt wird.

Weil die Verfahrensüberwachung sich sehr leicht implementieren lässt, wirken sich Änderungen bei der Dampfkessellast oder bei einigen anderen Parametern nicht auf die Leistungsfähigkeit aus.

Von der weltweiten Gesamtkapazität der trockenen REA-Technologie entfallen 23 % (5929 MW elektrische Energie im Jahr 1998) auf die Verfahren der trockenen Eindüsung in den Abgaskanal und der Sorptions-Eindüsung in die Feuerungs.

Die Verfahren der trockenen Abgaseindüsung sind bei kleineren Kraftwerksanlagen ökonomisch konkurrenzfähig. Die Investitionskosten sind gering, und diese Maßnahme lässt sich recht einfach in eine vorhandene Kraftwerksanlage integrieren. Je nach Schwefelgehalt des Brennstoffes und Anlagengröße schwanken die berichteten Kapitalkosten beim Verfahren der Sorbens-Eindüsung in den Abgaskanal beträchtlich.

Die benötigten Sorbenzien sind kostenintensiver als die in den Kalksteinverfahren wie beispielsweise bei der Eindüsung in die Feuerung; damit tendieren die Betriebskosten dazu, größer zu sein, selbst wenn ein geringeres molares Ca/S-Verhältnis möglich ist. Die Abscheiderate des Verfahrens lässt sich verbessern, indem das Ca/S-Verhältnis erhöht wird, jedoch steigen damit auch die Sorbenskosten und der Bedarf an Hilfsenergie. Das Nebenprodukt kann nicht immer wieder verwendet werden, wodurch dem Betreiber höhere Kosten entstehen.

Modifiziertes trockenes REA-Verfahren

Heißes, unbehandeltes Abgas aus einem Dampfkessel oder aus dem Abschnitt nach dem Vorabscheider (der Vorabscheider ist in der nachfolgenden Abbildung nicht dargestellt) kommt, wenn es über den Gasverteiler in den REA-Reaktor eingeführt wird, mit frei schwebendem, angefeuchtetem Staub von Flugasche und Kalkpartikeln in Kontakt. Seine reaktiven Komponenten werden schnell von den alkalischen Komponenten des Staubs absorbiert. Gleichzeitig verdampft das Wasser, um die für eine wirksame SO_2-Abscheidung benötigte Abgastemperatur zu erreichen. Die Überwachung der Gasverteilung, der Strömungsgeschwindigkeit des Staubs, der Wassermenge und -verteilung für die Befeuchtung stellen sicher, dass die geeigneten Bedingungen für den optimalen Wirkungsgrad der SO_2-Abscheidung erreicht werden.

Das behandelte Abgas strömt zu einem Staubabscheider (Gewebefilter oder Elektrofilter), wo der Staub aus dem Abgas entfernt wird. Die Ausgangsgase aus dem Staubabscheider werden mittels eines Saugzuggebläses zu einem Kamin transportiert. Die gesammelten Feststoffe werden über ein Befeuchtungssystem in den REA-Trockenreaktor zurückgeführt. Mithilfe der Füllstandsüberwachung des Auffangbehälters wird das Abblasen des Staubs in das Nebenproduktsilo zur Entsorgung geregelt [135, Alstom Power, 2002].

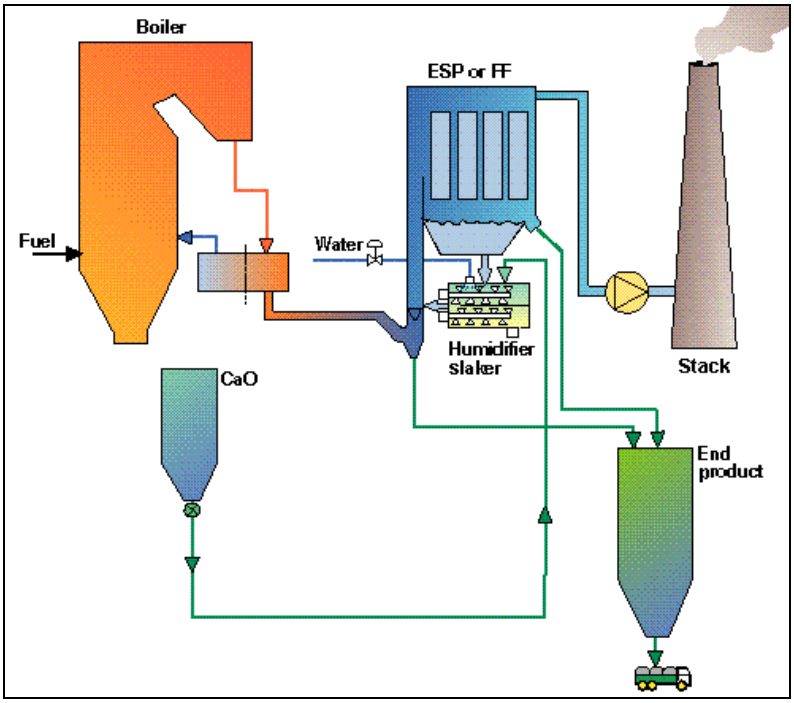


Abbildung 3.18: Modifiziertes trockenes REA-Verfahren
[135, Alstom Power, 2002], [162, Notter, et al., 2002]

Boiler:	*Dampfkessel;*	*Humidifier slaker:*	*Befeuchtungs-Kalklöscher;*
Fuel:	*Brennstoff;*	*Stack:*	*Kamin;*
Water:	*Wasser;*	*End product:*	*Endprodukt.*
ESP or FF:	*Elektrofilter oder Gewebefilter;*		

Ferner besteht bei dem modifizierten trockenen REA-Verfahren nur minimal die Notwendigkeit für eine komplizierte Spezialausrüstung. Der Rotationszerstäuber entfällt, ebenso zugehörige Hochgeschwindigkeitstechnik und Zweistoffdüsen mit entsprechendem Druckluftbedarf. Der Energiebedarf für das Mischen des recycelten Materials und des Sorbens in den Mischern liegt bedeutend unter dem für die entsprechenden Stoffe in einem konventionellen trockenen Abgas-Reinigungssystem. Vergleichsweise erscheinen Rotationszerstäuber und Zweistoffdüsen viel komplexer als der Mischer. Als wichtige Folge der Anwendung von Mischern anstelle der Düsen und Rotationszerstäuber ist die gesamte Technik, die das Bedienungspersonal handhaben muss, nahe der Bodenebene angeordnet, außerhalb des Abgasstroms und in einem Gehäuse, zusammen mit dem Gewebefilter. Dank dieser Anordnung lassen sich die Kosten reduzieren und die Wartung vereinfachen.

3.3.5.3 Sorbenseindüsungs-Hybridverfahren

Das Sorbenseindüsung-Hybridverfahren stellt eine Kombination aus dem Verfahren der Sorbens-Eindüsung in die Feuerung und dem Verfahren der Sorbens-Eindüsung in den Abgaskanal dar und dient zur Verbesserung des Wirkungsgrads der SO_2-Abscheidung. Ein Merkmal des Sorbenseindüsung-Hybridverfahrens ist die Anwendung von Kalkstein als Sorbens. Diese Anwendung ist vorzuziehen, weil Kalkstein kostengünstiger ist als Kalk, der allgemein in Sprühtrockenabscheidern benutzt wird. Einige Verfahren der hybriden Sorbenseindüsung haben bereits dank der folgenden Betriebsmerkmale kommerzielles Niveau erreicht:

- relativ hohe SO_2-Abscheidungsrate
- geringe Kapital- und Betriebskosten
- einfache Nachrüstungfähigkeit
- leichte Bedienbarkeit und Wartung ohne Suspensionsbehandlung
- reduzierter Platzbedarf wegen der kompakten Konstruktion
- keine Abwasserbehandlung erforderlich.

3.3.5.4 Zirkulierender Wirbelschicht-(ZWS)-Trockenwäscher

Die zirkulierende Wirbelschicht-(ZWS)-Technik ist eine Art der Trockenwäscher, jedoch nicht in Verbindung mit Sprühtrockenwäschern bzw. Sorbenseindüsung. Sie ist jedoch die einzige Verfahrenstechnik ihrer Art in dieser Dokumentation und wird als ZWS-Trockenabscheider unter den Sorbenseindüsungverfahren eingeordnet.

Das ZWS-Verfahren findet seit 1987 in Deutschland kommerzielle Anwendung bei fünf kohlebefeuerten Dampfkesselanlagen von Versorgungsunternehmen. Löschkalk wird dabei direkt in den ZWS-Reaktor eingedüst. Der Branntkalk kann vor Ort in einem getrennten Verfahren gelöscht werden.

Das Abgas aus dem Luftvorwärmer der Dampfkesselanlage erreicht den ZWS-Reaktor am Unterteil und strömt vertikal durch einen Venturiabschnitt nach oben. Der Venturiabschnitt ist so gestaltet, dass eine entsprechende Strömungsverteilung im gesamten Betriebsbereich des ZWS-Reaktors erzielt wird. Im Venturiabschnitt wird das Gas zuerst beschleunigt und anschließend verlangsamt, bevor es in den oben gelegenen Zylinder gelang. Das Oberteil des ZWS-Reaktor ist so ausgelegt, dass es die Masse des Bettmaterials aufnehmen kann, das für die gewünschte Ca- und SO_2-Kontaktzeit benötigt wird. Sämtliche von außen her zugeführten Stoffe wie beispielsweise Rückführmaterial, frisches Sorbens und Gaskonditionierungswasser, werden an der Trennwand des Venturiabschnitts ins Gas eingeführt. Der ZWS-Reaktor verfügt über keine internen mechanischen oder strukturellen Komponenten.

Das Verfahren ist nicht kompliziert zu handhaben und lässt sich leichter warten, weil er keine Ausrüstung mit hohem Wartungsaufwand erfordert wie beispielsweise Mühlen, verschleißarme Suspensionspumpen, Rührvorrichtungen, Rotationszerstäuber und Schlamment-wässerungsvorrichtungen. Ferner gestattet die vergrößerte effektive Oberfläche des zirkulierenden Bettes im Wesentlichen die erfolgreiche Absorption des gesamten SO_3 im Gas, wobei eine mögliche Korrosion des Gaswegs durch den kondensierenden SO_3-Aerosolnebel vermieden wird.

3.3.6 Regenerative Verfahren

Bei den regenerative Verfahren wird das gebrauchte Sorbens nach der thermischen und chemischen Behandlung wieder verwendet, wobei konzentriertes SO_2 erzeugt wird, das i.d.R. zur elementarem Schwefel umgeformt wird. Die ersten regenerativen Verfahren gingen in den frühen 70-er Jahren in kommerzielle Nutzung. Da es sich hierbei um komplexe Verfahren mit hohen Kapitalkosten sowie höherem Energiebedarf für den Betrieb handelt, werden sie allgemein nicht in Feuerungsanlagen verwendet.

Vor der breiten Anwendung der REA war Schwefel eine teure Ressource, heute jedoch fällt Schwefel bei verschiedenen industriellen Verfahrenan, sodass sein Preis gefallen ist und er heutzutage nur noch sehr geringen kommerziellen Wert besitzt. Weil diese Verfahren meist nur im Rahmen der Produktamortisierung (Product-Payback) wirtschaftlich sind, bedeuten die niedrigen Schwefelpreise, dass sie meistens nicht konkurrenzfähig sind. Einige Anwendungen sind zu anderen Verfahren umgebildet worden. Nur GFA im Rahmen von Raffinerien bzw. Chemieanlagen oder in ihrer Nachbarschaft nutzen diese Verfahren, wenn am Industriestandort eine umfangreiche regenerative Aufarbeitung erfolgt.

3.3.6.1 Natriumsulfit-Bisulfit-Verfahren

Das Natriumsulfit-Bisulfit-Verfahren ist das am meisten angewandte regenerative Verfahren. Kommerziell betriebene Anlagen, bei denen dieses Verfahren benutzt wird, werden für industrielle Dampfkesselanlagen und Kraftwerke benutzt, die mit Steinkohle, Braunkohle und Petrolkoks befeuert werden. Die Gesamtzahl dieser Anlagen beläuft sich auf 38 (mit einer Gesamtkapazität von ungefähr 23 Mio. m^3/h Brenngas), einschließlich sechs kohlebefeuerter Dampfkesselanlagen. Die meisten dieser Anlagen befinden sich in Deutschland, Japan und den USA. Trotzdem haben die GFA-Betreiber vielfach bereits die Techniken gewechselt bzw. wechseln sie gegenwärtig aus wirtschaftlichen Erwägungen, um die REA-Verfahren kostengünstiger zu gestalten.

Das Verfahren beruht auf einem Natriumsulfit-Bisulfit-Gleichgewicht. Eingangs passiert das Abgas den Vorwäscher, in dem es gesättigt und abgekühlt wird und alle Halogenide sowie ein Teil des verbliebenen Staubes entfernt werden. Vielfältige Vorwäschersysteme können verwendet werden, aber jedes davon beinhaltet einen Rückführwasserstrom, um guten Kontakt zu sichern sowie einen Reinigungsstrom, um die Chlorid- und Feststoffkonzentration zu regeln. Die Reaktion verläuft im Absorber wie folgt:

$$\mathbf{Na_2SO_3\,(aq) + SO_2(g) + H_2O(l) \rightarrow 2NaHSO_3\,(aq)}$$

Die Absorption erfolgt gemäß dem Gegenstromprinzip, und während sich die Flüssigkeit in der Kolonne nach unten bewegt, wird mehr Sulfit zu Bisulfit konvertiert, bis es die Kolonne verlässt. Der geringe Anteil von Flugasche, die durch den Vorwäscher gelangt, wird auch in der Lösung abgeschieden und durch Filtrieren entfernt, ehe die reine Flüssigkeit vor dem Regenerieren einen Zwischenlagerbereich durchläuft.

Im Regenerationsbereich erfolgt diese Reaktion:

$$\mathbf{2NaHSO_3\,(aq) \rightarrow Na_2SO_3\,(aq) + SO_2\,(g) + H_2O)\,(g)}$$

Als Absorptionsgut wird eine Flüssigkeit erzeugt, die in Zwangsumlaufverdampfern regeneriert wird. Natriumsulfit kristallisiert anschließend aus der Lösung und wird erneut im Kondensat gelöst, wobei die Absorptions-Ausgangsflüssigkeit erzeugt wird.

In dem Verfahren treten zweierlei Reaktionen auf, eine im Absorptionsbereich und die andere während der Regeneration. Im Absorptionsbereich wird eine kleine Menge von Natriumsulfat erzeugt, wodurch die Flüssigkeitskapazität für die SO_2-Absorption verringert wird, aufgrund des Sauerstoffgehalts im Abgas:

$$\mathbf{2Na_2SO_3\,(aq) + O_2\,(g) \rightarrow 2Na_2SO_4\,(aq)}$$

Während des Regenerierens wird durch eine Disproportionierungsreaktion eine geringe Menge von Natriumthiosulfat gebildet:

$$\mathbf{2Na_2SO_3\,(aq) + 2NaHSO_3\,(aq) \rightarrow 2Na_2SO_4\,(aq) + Na_2S_2O_3\,(aq) + H_2O\,(l)}$$

Diese Reaktion ist autokatalytisch, so dass die Thiosulfatkonzentration durch Spülung auf niedrigem Niveau gehalten wird. Natriumhydroxid wird als Zusatzsubstanz hinzugefügt, um Natriumverlust auszugleichen - insbesondere durch die Oxidation des Natriumsulfit zu -sulfat im Absorber. Äthylenediamintetraessigsäure (EDTA) wird gleichfalls hinzugefügt, um die Oxidation zu hemmen.

Dieses Verfahren wird seit 1987 in Deutschland zur Entschwefelung des Abgases aus zwei benachbarten Kraftwerken mit einer elektrischen Leistung von 350 MW bzw. 325 MW praktiziert. Die kombinierte Anlage produziert 80000-90000 t hochqualitativen Schwefels pro Jahr und 15000-20000 t reines Natriumsulfat pro Jahr. Das Natriumsulfit-Bisulfit-Verfahren ist komplex strukturiert und erfordert entsprechend qualifiziertes Bedienungspersonal.

3.3.6.2 Magnesiumoxid-Verfahren

Das Magnesiumoxidverfahren ist ein regeneratives Nasswaschverfahren, bei dem eine Magnesiumhydroxidlösung als Sorbens verwendet wird. Es handelt sich im Wesentlichen um dasselbe Verfahren wie bei dem Kalkstein-Nasswäscher, mit Ausnahme des Regenerierungsschritts bei dem gebrauchten Sorbens. HCl und HF im Abgas werden im Vorwäscher abgeschieden, um das Verschmutzen von Magnesiumsalz nach der SO_2-Absorption zu vermeiden. Das Abgas gelangt danach in den Wäscher, wo das SO_2 durch eine wässrige Suspension aus Magnesiumsulfat absorbiert wird, gebildet aus dem Magnesiumhydroxid-Sorbens:

$$\mathbf{MgSO_3 + SO_2 + H_2O \rightarrow Mg(HSO_3)_2}$$

$$\mathbf{Mg(HSO_3)_2 + Mg(OH)_2 \rightarrow 2MgSO_3 + 2H_2O}$$

$$\mathbf{2MgSO_3 + O_2 \rightarrow 2MgSO_4}$$

Das Reaktionsprodukt Magnesiumsulfit/sulfat wird ständig aus dem Absorber abgelassen und in einem Trockner getrocknet. Das Magnesiumsulfit/sulfat wird bei ungefähr 900 °C mit vorhandenem Kohlenstoff kalziniert, um Magnesiumoxid zu regenerieren, das in das Adsorptionssystem zurückgeführt wird:

$$\mathbf{MgSO_3 \rightarrow MgO + SO_2}$$

$$\mathbf{MgSO_4 + C \rightarrow MgO + SO_2 + CO}$$

Als Nebenprodukt fallen elementarer Schwefel, Schwefelsäure oder konzentriertes Schwefeldioxid bei diesem Verfahren an. Diese Nebenprodukte sind kommerziell nutzbar und können verkauft werden, um die gesamten Betriebskosten zu verringern. Anderenfalls wäre zum Regenerieren des Magnesiumoxids ein hoher Wärmeenergieaufwand erforderlich.

Drei kohlebefeuerte Anlagen mit diesem Magnesiumoxidprozess sind derzeit in den USA in Betrieb, mit einer Gesamtkapazität von etwa 900 MW_e. Sie wurden alle im Jahr 1982 nachgerüstet und auf den jetzigen Stand gebracht, und bei allen wird Kohle mit einem Schwefelgehalt von über 3,5 % verfeuert. Weitere Magnesiumoxid-Anlagen werden gegenwärtig nicht errichtet, und es sind keine Pläne für weitere Anlagen dieser Art bekannt.

3.3.7 Allgemeine Leistungsdaten der Abgasentschwefelungstechniken

Technik	Allgemeine SO_2 - Abscheiderate	Andere Leistungsparameter		Hinweise
		Parameter	Wert	
Kalk/Kalkstein-Nasswäscher	92-98 % (in Abhängigkeit vom Absorbertyp)	Betriebstemperatur	45-60 ºC	• Die SO_2-Minderungsrate bei einigen vorhandenen REA-Anlagen beginnt bei 85 %. • Von der gesamten installierten REA-Kapazität sind 80 % Nasswäscher, von denen 72 % Kalkstein als Sorbens, 16 % Kalk und 12 % andere Sorbenzien verwenden. • Die Auswahl des Kalksteins (hoher Kalziumkarbonatgehalt, geringer Al-, F- und Cl-Gehalt) ist ein wichtige Voraussetzung, um eine gute SO_2 -Abscheiderate zu erzielen. • Die Transportentfernung des Kalkstein zur Anlage und die Reaktivität des Kalksteins sind gleichfalls zwei wesentliche Faktoren, die in Betracht gezogen werden müssen. • Manchmal werden organische Puffer benutzt, um den pH-Wert der Waschlösung beizubehalten. • Der Energieverlust aufgrund der Wiederaufheizung des Abgases ist im Vergleich zu den Trocken-REA-Verfahren und kombinierten SO_2/NO_X -Abscheideverfahren hoch, die allgemein keine Abgaswiederaufheizung brauchen. • Das Problem in Verbindung mit dem Rotations-Gas-Gas-Wärmetauscher, dessen Betriebstemperatur bei ungefähr 150 ºC liegt, ist die immanente interne Abgasleckage , wobei 1- 3 % des rohen Abgases direkt in den Schornstein geht, ohne dass der SO_2-Gehalt vermindert wird. • Mehrere Anlagen verwenden Nass-REAVerfahren mit Kühlturmableitung. Die Kühlturmableitung des gereinigten Abgases erübrigt die teure Wiederaufheizung , erspart die Ernergie für Wiederaufheizung und ergibt signifikant geringere Bodenimmissionskonzentrationen. • Die Erzeugung von Abwasser ist ein Nachteil des Kalkstein-Nasswäschers. • hoher Wasserverbrauch • Nachlassen der allgemeinen Anlageneffizienz wegen des hohen Energieverbrauchs (durchschnittlich verbraucht eine Suspensionspumpe etwa 1 MW) • Gips ist ein marktfähiges Nebenprodukt.
		Energieverbrauch in % der installierten elektrischen Leistung	1-3 %	
		Druckabfall	20-30 (10^2 Pa)	
		molares Ca/S-Verhältnis	1,02-1,1	
		Zuverlässigkeit	95-99 % (der Betriebszeit)	
		Rückstand/Nebenprodukt	Gips	
		Gipsreinheit	90-95 %	
		Verweilzeit	10 s	
		Lebensdauer der Gummibeschichtung	>10 Jahre (Steinkohle)	
		SO_3-Abscheidungsrate	92-98 %	
		HCl-Abscheidungsrate	90-99 %	
		HF-Abscheidungsrate	90-99 % im Absorber	
		Staub	>50 % Abhängigkeit von Partikelgröße	

Tabelle 3.5: Allgemeine Leistung der Kalk/Kalkstein-Nasswäscher zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen

Technik	Allgemeine SO_2 - Abscheiderate	Andere Leistungsparameter		Hinweise
		Parameter	Wert	
Meeres-wasser-Wäscher	85-98 %	Betriebstemperatur (Beispiel)	145 ºC (Beispiel für Abgaseintritt) 30-40 °C (= Meerwasserausgangstemp.)	• Meerwasser muss vorhanden sein • Nur einige Anlagen sind in Kraftwerken in Betrieb • Durch Anwendung von Meerwasser im Waschprozess in einer Feuerungsanlage müssen die örtlichen Bedingungen wie z.B. Meerwasserbedingungen, Gezeiten, Meeresumgebung nahe dem Waschwasserausgang usw. sorgfältig geprüft werden, um negative Umwelt- und Ökologieauswirkungen zu verhindern. Auswirkungen können sich durch die Verminderung des pH-Pegels in der allgemeinen Nachbarschaft von Kraftwerken ergeben sowie durch die Zufuhr von übrig gebliebenen Metallen (Schwermetalle, manchmal auch Spurenelemente genannt) und Flugasche. Das gilt besonders für Anlagen an einer Flussmündung. • Die Anwendbarkeit von Meerwasserwäsche ist sehr günstig, weil das Verfahren einfach ist und keine Suspensionsbehandlung erfordert. • Die Betriebskosten sind gering, verglichen mit einem Nass- REA-Verfahren • Das Abgas muss zuerst von Staub befreit werden. • Nur anwendbar bei Brennstoff mit geringem Schwefelgehalt.
		Sorbens	Meerwasser/Luft	
		Verweilzeit des Meereswassers im Abgasdurchleitungsbereich	15 min. (Beispiel , Verweilzeit, abhängig vom Verfahrenstyp)	
		Max. Abgasvolumenstrom pro Absorber	keine Begrenzung für Gasvolumenstrom	
		Zuverlässigkeit	98-99 %	
		Rückstand/Nebenprodukt	kein	
		Energieverbrauch in % der installierten elektrischen Leistung	0,8-1,6 %	
		HCl-Abscheiderate	95-99 %	
		HF Abscheiderate	95-99 % im Absorber	
		Wasserverbrauch (Beispiel)	15000 m^3/h (abhängig von Bikarbonat-Konzentration im Meerwasser)	
		Abwasser	kein (aber Sulfationen gelöst im Meerwasser)	
		Druckabfall	10-20 (10^2 Pa)	

Tabelle 3.6: Allgemeine Leistungsdaten der Meerwasserwäsche zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen

Technik	Allgemeine SO_2-Abscheidesrate	Andere Leistungsparameter		Hinweise
		Parameter	Wert	
Trocken-sprüh-wäscher	85-92 %	Betriebstemperatur	120-200 ºC (Abgaseintritt) 65-80 ºC (Abgasaustritt)	• Es ist zu beachten, dass SO_3 sich effektiver in Trockensprüh-wäschern abscheiden lässt als in Nasswäschern. • Die Anwendung von Vertikalmühlen zum Löschen kann die Reaktivität des Löschkalks erhöhen. • Da Sprühtrockenwäscher mehr SO_3 abscheiden können als Nasswäscher, stellt H_2SO_4 in der Umgebung nahe der Anlage ein geringeres Problem dar als bei Nasswäschern. • Da der Energieverbrauch bei Anlagen zur NO_X- und Staubpartikelminderung gewöhnlich weniger als 0,1% ausmacht, liegt der gesamte Energieverbrauch zur Eindämmung der Umweltverschmutzung i.d.R. unter 1,0 % in einer Anlage unter Verwendung des Sprühtrockenwäschers. Das ist ein großer Vorteil verglichen mit Nassabscheidern, bei denen ein Energieverbrauch von 1,0-1,5 % erforderlich ist. • Die vier bis fünf Mal höheren Kosten des Kalk-Sorbens, das bei Trocksprühwäschern verwendet wird, im Vergleich zu dem Kalkstein bei den dominierenden Nasswäschern ist wahrscheinlich der größte Nachteil der Sprühtrockenwäscher. • Untersuchungen haben ergeben, dass ungefähr 35-85 % des in der Gasphase vor dem Wäscher befindliche Quecksilber abgeschieden wird. • Trockensprühabsorptionsverfahren werden gegenwärtig bei steinkohlebefeuerten Anlagen eingesetzt. Es hat sich aber in Pilotstudien erwiesen, dass das Verfahren auch bei anderen fossilen Brennstoffen wie beispielsweise Öl, Braunkohle oder Torf angewandt werden kann. • Bei einem Schwefelgehalt von mehr als 3 % verringert sich der Wirkungsgrad geringfügig. • Der Wirkungsgrad des Sprühtrockenwäschers hängt stark von der benutzten Entstaubungsanlage ab (z.B. Gewebefilter oder Elektrofilter), weil bis zu einem gewissen Grad eine Entschwefelung beispielsweise im Filterkucher des Gewebefilters auftritt. • $CaSO_4$ als Rückstand
		Sorbens	Kalk, Kalziumoxid	
		Verweilzeit	2-10 s	
		molares Ca/S-Verhältnis	1,3-2,0	
		Max. Abgasvolumenstrom pro Absorber	700000 m^3/h	
		Abscheidungsgrad von SO_3 und HCl	95 %	
		Rezirkulationsrate des gebrauchten Sorbens	0-15%	
		Feststoffgehalt in eingesprühter Flüssigkeit	10-35 %	
		Zuverlässigkeit	95-99 %	
		Rückstand/Nebenprodukt	Gemisch aus Flugasche, nicht reagiertem Zusatzmittel und $CaSO_3$	
		Energieverbrauch in % der Energieleistung	0,5-1 %	
		Wasserverbrauch	20-40 l/1000 m^3 Abgas (abhängig von Gastemperatur)	
		Abwasser	kein	
		Druckabfall des Sprühtrockners ohne Staubabscheider	30 (10^2 Pa)	

Tabelle 3.7: Allgemeine Leistungsdaten des Sprühtrockenwäschers zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen

Technik	Allgemeine SO_2 - Abscheiderate	Andere Leistungsparameter		Hinweise
		Parameter	Wert	
Eindüsung des Sorptions-mittels in die Feuerung	30-50 % 70-80 % durch Rückführen des Reaktionsprodukts	Betriebstemperatur	950-1150 ºC (im oberern Bereich des Feuerraums) 540 ºC (Vorwärmer)	• Die Effizienz der SO_2-Minderung ist vorrangig eine Funktion des molaren Ca/S-Verhältnisses, des Sorbenstyps, des Befeuchtungsgrads, der verfügbaren Zusatzmittel, des Einsprühpunktes und der Dampfkesselbelastung • Zur Erhöhung des SO_2-Abscheidungsgrads kann Wasser vor dem Abscheider in den Abgaskanal eingesprüht werden. Das führt zu einer Verbesserung des SO_2-Abscheidungsgrads von ca. 10 %. • Probleme sind die Ablagerung, Schlackebildung und Flammenstabilität in der Dampfkesselfeuerung. • Durch Sorbenseindüsung in die Feuerung kann sich der Anfall von unverbranntem Kohlenstoff in der Asche erhöhen.
		Sorbens	Kalkstein, Löschkalk, Dolomit	
		Zuverlässigkeit	99,9 %	
		Abfall des Dampfkesselwir-kungsgrads	2 %	
		Energieverbrauch in % der Energieleistung	0,01-0,2 %	
		Rückstand	Ca-Salzgemisch	
Eindüsung des Sorptions-mittels in den - Abgaskanal (trockene REA)	50-80 %	Betriebstemperatur		• geringe Kapitalkosten und äußerst einfaches Installieren • leichte Nachrüstung (wenig Platz und kurze Montagezeiten) • kein Abwasser • Aschebehandlung ist schwieriger, da Asche angereichert ist mit unreagiertem Kalk, wodurch Asche nach Befeuchtung erhärtet. • erhöhte Tendenz zu Ablagerungen an der Abgaskanalwand
		Sorbens	Kalkstein, Löschkalk, Dolomit	
		Zuverlässigkeit	99,9 %	
		Energieverbrauch in % der Energieleistung	0,2 %	
		Rückstand	Ca-Salz-Gemisch	
Sorbens-eindüsung Hybridver-fahren	50-80 % (90% durch Reakti-vierung des unrea-gierten CaO durch Befeuchtung)	Verweilzeit	3 s	• Anwendung in einigen Anlagen in den USA
Zirkulie-render Wirbel-schicht-Trocken-wäscher	90-99 %	Betriebstemperatur	70-80 °C	• Der Wirbelschichttrockenwäscher ist für eine interne Gasgeschwindig-keit zwischen 1,8 m/s bis 6 m/s bei Dampfkessellasten von 30 bis 100 % durch Rezirkulation von Reingas ausgelegt. • wurde nur wenige Male angewandt • hohe Abscheidungsrate bei Schwermetallen
		Verweilzeit	3 sec	
		Ca/S	1.1/1.5	
		Rezirkulationsrate des gebrauchten Sorptions-mittels	10-100	
		Energieverbrauch	0,3-1 %	
		Sorbens	$Ca(OH)_2$	
		Zuverlässigkeit	98-99,5 %	
		Druckabfall ohne Entstaubung	7-15 hPa	
		Rückstand	$CaSO_3$/$CaSO_4$/Flugasche	

Tabelle 3.8: Allgemeine Leistungsdaten verschiedener Sorbenseindüsungstechniken zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen

Technik	Allgemeine SO_2 - Abscheiderate	Andere Leistungsparameter		Hinweise
		Parameter	Wert	
Natrium sulfit-Bisulfit-Verfahren	95-98 %	Abgastemperatur im Absorber	45-70 ºC	• Das Natriumsulfit-Bisulfit-Verfahren wird in Europa nicht mehr für kohlebefeuerte Anlagen angewandt. • Da bei dem Verfahren eine Lösung zur Absorption von SO_2 verwendet wird, können hocheffektive Kontaktanlagen wie beispielsweise Ventilboden oder Füllkörperbett ohne Verkrustungen eingesetzt werden. • In einigen Fällen, wenn z.B. ein Kraftwerk sich nahe bei oder im Stadtzentrum befindet, kann der Transport großer Materialmengen (Kalkstein und Gips) zum und vom Kraftwerk durchaus zu Belästigungen durch Lärm und Verkehrprobleme führen. Dagegen gibt es beim Natriumsulfit-Bisulfit-Verfahren geringeren Transportbewegungen in Bezug auf Natriumhydroxid und Schwefel. • Der Natriumsulfit-Bisulfit-Verfahren erfordert hohe Kapitalkosten und hat einen hohen Bedarf an zahlreichem und qualifiziertem Bedienungspersonal sowie einen hohen Energiebedarf.
		max S-Gehalt im Brennstoff	3,5 %	
		max Abgasvolumenstrom	600000 m^3/h	
		Festmaterialenteil in eingesprühter Flüssigkeit	20-50 %	
		Energieverbrauch als % der Energieleistung	3-5,8 %	
		Wasserverbrauch	70-200 m^3/h (nur Vorabscheider)	
		Zuverlässigkeit	>95 %	
Magnesium oxidverfahren	n.v.	Energieverbrauch in % der Energieleistung	n.v.	
		Nebenprodukt	elementarer Schwefel, Schwefelsäure oder konzentriertes Schwefeloxid	
		Zuverlässigkeit	n.v.	
Hinweise: n.v. = nicht verfügbar				

Tabelle 3.9: Allgemeine Leistungsdaten regenerativer Techniken zur Verminderung von Schwefeloxidemissionen

3.4 Techniken zur Verminderung von Stickstoffoxidemissionen

Dieses Kapitel liefert eine grundlegende Beschreibung der Maßnahmen und Techniken, die allgemein zur Verminderung der Stickstoffoxidemissionen aus Feuerungsanlagen zum Einsatz kommen[3]. Die Techniken zur Verminderung von Stickstoffoxiden untergliedern sich in Primärmaßnahmen und Sekundärmaßnahmen. Die Primärmaßnahmen wurden entwickelt, um die NO_X-Bildung in der Feuerung zu vermeiden und/oder zu vermindern, während die Sekundärmaßnahmen End-of-Pipe-Techniken zur Verminderung der NO_X-Emissionen bilden.

Zahlreiche Bücher, Berichte und sonstige Dokumente sind über die Verminderung von Luftemission von ortsfesten Quellen, d.h. GFA veröffentlich worden. Weiter gehende Informationen über die Techniken zur Verminderung von Stickstoffoxiden können in [32, Rentz, u.a., 1999] und [33, Ciemat, 2000] gefunden werden, die jeweils als technisches Hintergrundmaterial für diesen Teil des BVT-Referenzdokuments gedient haben.

Stickstoffoxide (NO_X), die während der Feuerung mit fossilen Brennstoffen gebildet werden, sind hauptsächlich NO, NO_2 und N_2O. NO macht mehr als 90 % der gesamten NO_X-Menge bei den meisten Feuerungsarten aus. Wie bereits im Kapitel 1 dargelegt, gibt es theoretisch drei unterschiedliche Bildungsmechanismen für NO_X: die thermische NO-Bildung; die Bildung von promptem NO und die Bildung von NO aus Stickstoff als Brennstoffanteil. Derzeit wird eine Reihe von Primärmaßnahmen in GFA angewandt, um die NO_X-Bildung durch diese Mechanismen zu minimieren.

Anhand der durch EURELECTRIC, VDEW und VGB bis 1996 erfassten Daten wird in der Tab. 3.10 eine Übersicht zur Entstickung mit Hochrechnungen für die weitere Anwendung bis Ende 1999 geboten.

Anlagen und Technik	**Anzahl der Standorte und Elektroenergie**		**Anlagen mit DENOX-Anlagen und überwachter Stromerzeugung**	
Land	**Anzahl der Standorte**	**MW_e**	**Anzahl der Standorte**	**Stromkapazität (MW_e)**
Österreich	18	4852	17	4178
Belgien	31	5867	-	-
Dänemark	13	8447	4	1754
Deutschland	960 (N2)	91090	166	35249
Griechenland	10	6138	-	-
Finnland	30	5054	2	600
Frankreich	17	18218	6	1850
Irland	10	2955	-	-
Italien	79	41873	27	15690
Luxemburg	-	-	-	-
Niederlande	15	9632	2	1270
Portugal	6	4514	-	-
Spanien	41	19357	-	-
Schweden	41	5303	25	2534
Großbritannien	26	37718	-	-
EU-15 (1996)	1297	261018	250	63325

Hinweise:
N1 einschließlich Wirbelschichtfeuerung
N2 einschließlich deutscher Industriekraftwerke >50 MW_{th}

Tabelle 3.10: DENOX (Sekundärmaßnahmen, außer Primärmaßnahmen) bei Großfeuerungsanlagen in EU-15 [58, Eurelectric, 2001]

[3] Dieses Kapitel behandelt vorrangig Techniken zur NO_x-Minderung in Kesselfeuerungen. (Spezifische Techniken zur Minderung von NOx-Emissionen aus Gasturbinen und Verbrennungsmotoren werden in den brennstoffspezifischen Kapiteln beschrieben (flüssige bzw. gasförmige Brennstoffe)).

3.4.1 Primärmaßnahmen zur Verminderung von NO_x-Emissionen

Die verfügbaren Primärmaßnahmen zur Emissionsminderung (feuerungstechnische Maßnahmen) sind zahlreich und verschiedenartig und dienen dazu, die Bildung von Stickstoffoxiden in Feuerungsanlagen zu vermeiden. Alle diese Maßnahmen zielen darauf ab, die Betriebs- und Konstruktionsparameter der Feuerungsanlagen in der Weise zu modifizieren, dass die Bildung von Stickstoffoxiden gemindert wird oder so, dass bereits gebildete Stickstoffoxide innerhalb der Kessel vor ihrem Austreten umgewandelt werden. Abbildung 3.19 fasst die Primärmaßnahmen zusammen.

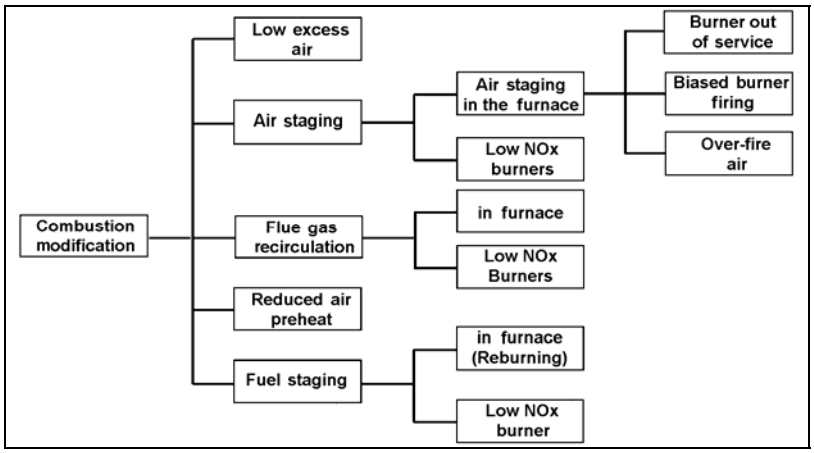


Abbildung 3.19: Übersicht der Primärmaßnahmen zur Verminderung von Stickstoffoxidemissionen [32, Rentz, et al., 1999]

Combustion modification: *feuerungstechnische Maßnahme;*
Low excess air: *geringe Überschussluft;*
Air staging: *Luftstufung;*
Flue gas recirculation: *Abgasrückführung;*
Reduced air preheat: *reduzierte Luftvorwärmungg;*
Fuel staging: *Brennstoffstufung;*
Air staging in the furnace: *Luftstufung in der Feuerung;*
Low NOx burners: *Low-NOx-Brenner;*
in furnace: *in der Feuerung;*
Low NOx burners: *Low NOx-Brenner;*
in furnace (Reburning): *in der Feuerung (Nachverbrennung);*
Burner out of service: *Brenner außer Betrieb;*
Biased burner firing: *vertikale Brennstoffstufung;*
Over-fire air: *Oberluft*

Wenn die Primärmaßnahmen (feuerungstechnische Maßnahmen) durchgeführt werden, ist es wichtig, nachteilige Effekte auf den Betrieb der Kesselanlage sowie die Bildung anderer Schadstoffe zu vermeiden. Daher sollten die folgenden Kriterien für den NO_x-armen Betrieb berücksichtigt werden:

- Betriebssicherheit (z.B. stabile Zündung über den gesamten Lastbereich)
- Betriebszuverlässigkeit (z.B. Vermeidung von Korrosion, Erosion, Ablagerungen, Verschlackung, Rohrüberhitzungen usw.)
- Fähigkeit der Verfeuerung eines großen Brennstoffbandes
- vollständige Verbrennung (zur Reduzierung des Kohlenstoffanteils in der Asche, da weniger als 5 % unverbrannter Kohlenstoff in der Flugasche eine übliche Bedingung für die Vermarktung der Flugasche für die Zementindustrie ist. Vollständige Verbrennung ist auch wünschenswert, um hohen Kohlenmonoxidausstoß zu vermeiden.)
- möglichst niedrigste Schadstoffemissionen, d.h. Vermeidung der Bildung anderer Schadstoffe wie beispielsweise organische Feststoffe (POM) oder N_2O
- minimale negative Auswirkung auf die Abgasreinigungsanlagen
- niedrige Wartungskosten

3.4.1.1 Geringe Überschussluft

Geringe Überschussluft ist eine relativ einfache und leicht durchführbare Betriebsmaßnahme für die Verminderung von Stickstoffoxidemissionen. Indem die Sauerstoffmenge in der Feuerungszone auf das Mindestmaß reduziert wird, das zur vollständigen Verbrennung nötig ist, wird die Umwandlung des im Brennstoff gebundenen Stickstoffs sowie, in geringerem Umfang, die thermische NO_X-Bildung verringert. Eine beträchtliche Emissionsminderung lässt sich mit dieser Maßnahme insbesondere bei älteren Kraftwerksanlagen erzielen. Daher wurde sie in viele bestehende Großfeuerungsanlagen integriert. Allgemein werden neue Anlagen

mit umfangreichen Mess- und Steuergeräten ausgestattet, welche eine optimale Einstellung der Zufuhr von Verbrennungsluft gestatten.

Zur Feuerung mit geringer Überschussluft wird keine zusätzliche Energie benötigt, und bei korrektem Betrieb sollte durch diese Primärmaßnahme zur Emissionsminderung die Verfügbarkeit des Kraftwerks nicht eingeschränkt sein. Da jedoch das Sauerstoffniveau reduziert ist, kann es zu unvollständiger Verbrennung kommen, und der Anteil an unverbranntem Kohlenstoff in der Asche kann sich erhöhen. Zudem kann die Dampftemperatur absinken. Die Verringerung des Sauerstoffs in den Primärzonen auf sehr niedriges Niveau kann auch zu einer sehr hohen Kohlenmonoxidmenge führen. Das Ergebnis dieser Änderungen kann Einbußen bezüglich des Kesselwirkungsgrades, Verschlackung, Korrosion und eine insgesamt nachteilige Auswirkung auf die Kesselleistung bedeuten. Eine weitere Auswirkung dieser Technik ist, dass nicht nur die Menge von NO_X, sondern auch von SO_3 vermindert wird, die stets Korrosion und Verschmutzung des Luftvorwärmers und des Staubabscheiders verursacht. Zu den potentiellen Sicherheitsproblemen, die sich bei der Anwendung dieser Technik im Fall eines fehlenden strikten Überwachungssystems ergeben können, gehören Brände im Luftvorwärmer und Aschebunker sowie verstärkte Opazität und größere Kesselwandverluste.

3.4.1.2 Luftstufung

Die NO_X-Minderung mittels Luftstufung beruht auf der Bildung zweier getrennter Verbrennungszonen: einer Primärverbrennungszone mit Sauerstoffmangel und einer Sekundärverbrennungszone mit Sauerstoffüberschuss, um vollständigen Ausbrand sicherzustellen. Mittels Luftstufung wird die Menge des verfügbaren Sauerstoffs (in 70-90 % Primärluft) in der Primärverbrennungszone reduziert. Die substöchiometrischen Bedingungen in der Primärzone verhindern die Umbildung von Brennstoff gebundenem Stickstoff zu NO_X. Auch wird die Bildung von thermischem NO_X bis zu einem gewissen Grad wegen der sich ergebenden niedrigeren Spitzentemperatur verringert. In der Sekundärzone werden 10-30 % der Verbrennungsluft über dem Verbrennungsbereich eingeblasen. Die Verbrennungsprozess wird mit dem vergrößerten Flammenvolumen abgeschlossen. Somit vermindert die vergleichsweise niedrige Temperatur in der Sekundärstufe die Erzeugung von thermischem NO_X.

In Bezug auf Dampfkessel und Feuerungen bestehen folgende Optionen zur Luftstufung:

- **Vertikale Brennstoffstufung (BBF):** Diese Option wird häufig als Nachrüstungsmaßnahme bei vorhandenen Anlagen angewandt (nur vertikale Dampfkessel), da keine wesentliche Änderung der Feuerungsanlage erforderlich ist. Die unteren Brenner arbeiten mit verstärkter Brennstoffversorgung, während durch die oberen Brenner Überschussluft zugeführt wird.
- **Brenner außer Betrieb (BOOS):** Da die Außerbetriebnahme einiger Brenner keine größere Änderung der Feuerungsanlage erfordert, wird diese Maßnahme häufig als Ertüchtigungsmaßnahme an bestehenden vertikalen Kesseln durchgeführt. Hierbei werden die unteren Brenner verstärkt mit Brennstoff versorgt, während durch die oberen Brenner ausschließlich Luft eingeblasen wird. Die Wirkungsweise dieser Maßnahme ähnelt dem Overfire Air-Prinzip, jedoch ist die NO_X-Emissionsminderung durch das BOOS-Verfahren nicht so wirksam. Probleme können bei der Einhaltung der Brennstoffzufuhr entstehen, weil dieselbe Menge thermischer Energie mit weniger aktiven Brennern dem Feuerraum zugeführt werden muss. Aus diesem Grund ist diese Maßnahme allgemein auf gas- oder ölbefeuerte Verbrennungsprozesse begrenzt.
- **Oberluft (OFA):** Für den OFA-Betrieb werden Luftzufuhröffnungen (Windboxen) zusätzlich zu den vorhandenen Brennern angebracht. Ein Teil der Verbrennungsluft wird durch diese separaten Öffnungen über der oberen Brennerreihe eingeblasen. Die Brenner können dann mit geringer Überschussluft betrieben werden, was die NO_X-Bildung hemmt, und durch den Overfire-Air-Betrieb wird ein vollständiger Ausbrand gesichert. Gewöhnlich werden 15-30 % der gesamten Feuerungsluft, die normalerweise durch die Brenner strömt, zu den Oberluft-Öffnungen abgezweigt. Bei Oberluft-Nachrüstung an einer bestehenden Kesselanlage sind Änderungen der Kesselwandrohre erforderlich, um die Öffnungen für die Sekundärluftdüsen anzubringen und Luftkanäle, Züge und die Windbox zu integrieren.

Luftstufung im Feuerraum erhöht nicht den Energieverbrauch der Feuerungsanlage und hat bei richtiger Anwendung keine negativen Auswirkungen auf ihre betriebliche Verfügbarkeit.

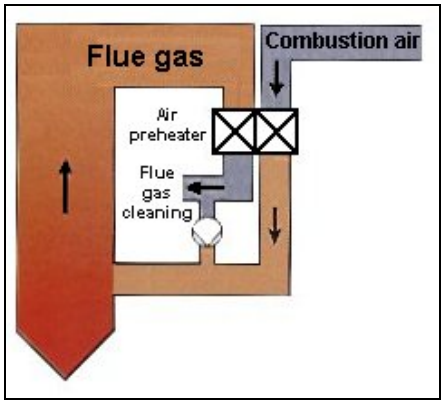
Es gibt zwei größere Nachteile der Luftstufung als Technik zur NO_X-Minderung. Der erste ist die mögliche Bildung einer i.d.R. signifikanten Menge von CO, falls die Luftdüsen nicht richtig plaziert sind. Ein weiterer Effekt besteht darin, dass sich der Anteil unverbrannten Kohlenstoffs im Fall der Nachrüstung erhöhen kann

wegen der Volumenreduzierung zwischen dem Endteil der Verbrennungszone und der ersten Wärmeaustauscherfläche.

Des geschilderte Verfahren ist sehr kostengünstig zur Verminderung von Stickstoffoxidemissionen. Es wird sehr oft mit anderen Primärmaßnahmen zusammen angewandt wie z.B. bei Low-NOx-Brennern. Deshalb ist es ziemlich schwierig, die Kostenauswirkungen des Luftstufungselements allein zu berechnen. Eine grobe Schätzung geht davon aus, dass die OFA-Kosten bei einem Dampfkessel mit 250 MW_{th} fast 1 Mio. EUR betragen, und der Preis pro Tonne verminderten NO_X gewöhnlich bei 300-1000 EUR liegt [32, Rentz, et al., 1999].

3.4.1.3 Abgasrückführung

Die Abgasrückführung bewirkt eine Sauerstoffminderung in der Feuerungszone, und senkt bei direkter Kühlung der Flamme auch die Flammentemperatur: daher werden die Brennstoff gebundene Stickstoffumwandlung und die thermische NO_X-Bildung verringert. Die Rückführung von Abgas in die Verbrennungsluft hat sich als erfolgreiches Verfahren der NO_X-Minderung bei Feuerungssystemen mit hohen Temperaturen erwiesen wie beispielsweise bei Schmelzkammerfeuerungen und Öl- oder Gasfeuerungen. Abbildung 3.20 zeigt eine schematische Darstellung dieser Technik.



Flue gas:	*Abgas;*
Air preheater:	*Luftvorwärmer;*
Flue gas cleaning:	*Abgasreinigung;*
Combustion air:	*Verbrennungsluft*

Abbildung 3.20: Abgas-Rückführung [34, Verbund, 1996]

Wie aus der obigen Abbildung hervorgeht wird ein Teil des Abgases (20-30 % bei Temperaturen um 350-400ºC) dem HauptAbgasstrom nach dem Luftvorwärmer entzogen - üblicherweise nach der Staubabscheidung - und anschließend wieder in den Dampfkessel zurückgeführt. Das zurückgeführte Abgas kann mit Verbrennungsluft im Brenner bzw. mit gestufter Luft vermischt werden. Es werden Spezialbrenner benötigt, die für den Betrieb mit rückgeführtem Abgas ausgelegt sind. Falls eine zu große Menge von rückgeführtem Abgas vorhanden ist, kann das zu betrieblichen Einschränkungen führen wie z.B. zu Korrosion wegen des Verfeuerns schwefelhaltiger Brennstoffe, zu Effizienzeinbußen aufgrund eines Temperaturanstiegs im Schornstein und zu erhöhtem Energieverbrauch für die Gebläse. Aus diesem Grund sind die Betreiber allgemein bemüht, die Menge des rückgeführten Abgases zu begrenzen (ungefähr 30 %) und höhere NO_X-Emissionen durch Anwendung fortschrittlicher Low-NO_X-Brenner mit geringem Ausstoß zu kompensieren.

3.4.1.4 Verringerte Luftvorwärmung

Die Vorwärmtemperatur der Verbrennungsluft übt wesentlichen Einfluss auf die NO_X-Bildung aus, insbesondere bei den mit Gas und Öl befeuerten Anlagen. Bei diesen Brennstoffen wird der größte NO_X-Teil durch den thermischen NO-Mechanismus bestimmt, der von der Verbrennungstemperatur abhängt. Das Senken der Luftvorwärmtemperatur führt zu niedrigeren Flammentemperaturen (Temperaturspitzen) in der Verbrennungszone. Dementsprechend erfolgt eine stärkere [*sachlich richtig: geringere*] Bildung von thermischem NO_X. Zwei Nachteile dieser Technologie wiegen besonders schwer: Erstens werden in mehreren Kesseln, etwa bei Kohlefeuerungen, hohe Verbrennungstemperaturen benötigt, und daher sind entsprechend hohe Luftvorwärmetemperaturen wesentlich für die ordnungsgemäße Funktionsweise der Feuerungsanlage. Zweitens führt das Senken der Luftvorwärmtemperatur zu höherem Brennstoffverbrauch, weil ein Großteil der thermischen Energie im Abgas nicht verwendet werden kann und am Ende die Anlage durch den Schornstein verlässt. Dies kann ausgeglichen werden mithilfe gewisser Möglichkeiten der rationellen Energieverwendung, so z.B. durch eine größere Dimensionierung des Speisewasservorwärmers.

3.4.1.5 Brennstoffstufung (Nachverbrennung)

Die Brennstoffstufung, auch Nachverbrennung genannt, beruht auf der Schaffung verschiedener Zonen in der Feuerung für gestuftes Einblasen von Brennstoff und Luft. Ziel ist es, die bereits gebildeten Stickstoffoxide wieder zu Stickstoff zu reduzieren. Wie der Abbildung 3.21 zu entnehmen ist, wird die Verbrennung in drei Zonen unterteilt.

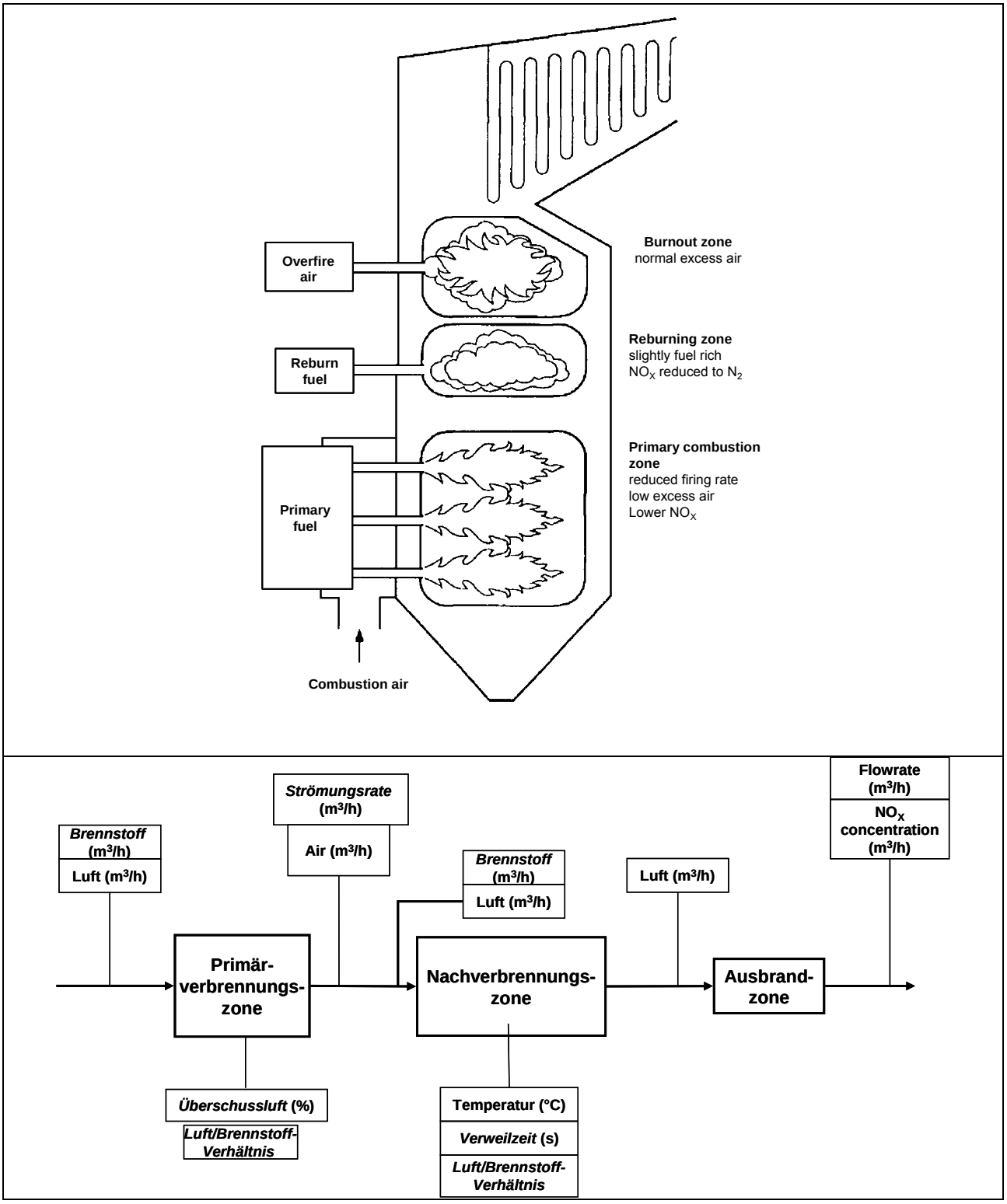


Abbildung 3.21: Die drei Verbrennungszonen und relevante Parameter im Nachverbrennungs-verfahren [32, Rentz, et al., 1999], [33, Ciemat, 2000]

Die Brennstoffstufung umfasst einen in drei Zonen untergliederten Feuerungsprozess:

- In der primären Feuerungszone (wo Primärmaßnahmen erfolgt sein können), werden 80 bis 85 % des Brennstoffs in einer oxidierenden oder leicht reduzierenden Atmosphäre verbrannt. Diese primäre Ausbrandzone ist notwendig, um das Eintragen von überschüssigem Sauerstoff in die Nachverbrennungs-Zone zu verhindern, was sonst mögliche NO_X-Bildung fördern würde.
- In der zweiten Feuerungszone (oft auch Nachverbrennungs-Zone bezeichnet), wird ein zweiter Brennstoff oder Nachverbrennungs-Brennstoff in eine reduzierende Atmosphäre eingeblasen. Dabei werden Kohlenwasserstoffradikale erzeugt, die mit den bereits in der Primärzone gebildeten Stickstoffoxiden reagieren; daneben werden auch andere unerwünschte flüchtige Stickstoffverbindungen wie Ammoniak erzeugt.
- In der dritten Zone wird der Verbrennungsprozess abgeschlossen, indem letztmalig Luft in die Ausbrandzone geblasen wird.

Verschiedene Brennstoffe sind zur Brennstoffstufung einsetzbar (Kohlestaub, Heizöl, Erdgas usw.); i.d.R. wird jedoch Erdgas wegen seiner günstigen Eigenschaften verwendet. Die Abbildung 3.22 verdeutlicht den Vorteil von Erdgas gegenüber Kohle und Erdöl. Beim Einsatz von Kohle oder Erdöl ist eine gewisse Menge von Stickstoff im Nachverbrennungs-Brennstoff vorhanden, was unweigerlich zur NO_X-Bildung in der Ausbrand-Zone führt. Dieser Nachteil wird mit dem Einsatz von Erdgas umgangen.

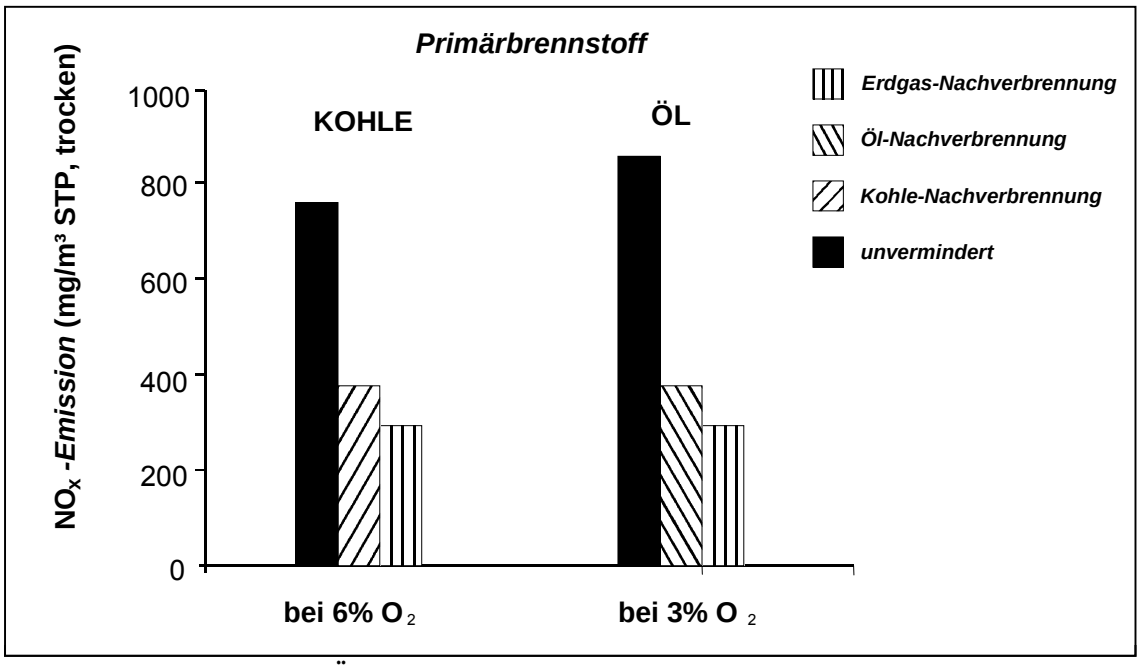


Abbildung 3.22: Vergleich von Kohle, Öl und Erdgas als Nachverbrennungs-Brennstoff [32, Rentz, et al., 1999]

Der Wirkungsgrad der Brennstoffstufung hängt von mehreren Parametern ab, einschließlich:

- der Temperatur: um möglichst niedrige NO_X-Werte zu erhalten, sollte die Temperatur in der Nachverbrennungs-Zone möglichst hoch liegen (1200 °C). Abbildung 3.23 zeigt die Entstickungsrate als Funktion der Nachverbrennungs-Rate bei unterschiedlichen Temperaturen.
- der Verweilzeit: eine erhöhte Verweilzeit in der Nachverbrennungs-Zone fördert NO_X-Minderung. Die angemessene Dauer liegt zwischen 0,4 und 1,5 s.
- der Belüftungsrate in der Nachverbrennungs-Zone: der Stöchiometriewert sollte im Bereich λ = 0,7-0,9 liegen.
- dem Brennstofftyp
- der Qualität des Gemischs aus Zusatzbrennstoff und dem Abgas, das in der primären Verbrennungszone erzeugt wurde
- der Überschussluft in der primären Verbrennungszone: der Stöchiometriewert beträgt ca. λ = 1,1.

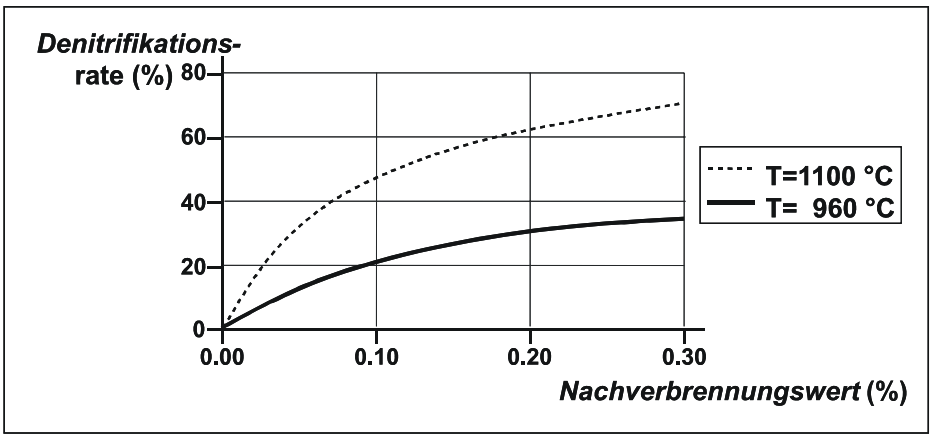


Abbildung 3.23: Entstickungsrate als Funktion der Nachverbrennungs-Rate [32, Rentz, et al., 1999]

Prinzipiell kann die Brennstoffstufung bei allen Arten fossilbefeuerter Kessel und kombiniert mit Low-NO_X-Feuerungstechniken implementiert werden (für den Primärbrennstoff). Diese Verminderungstechnik ist für neue Kessel sehr attraktiv und erfordert ein großes Brennkammervolumen, wenn große Menge von unverbranntem Kohlenstoff vermieden werden sollen. Dagegen erweist sich die Brennstoffstufung unter Nachrüstungsbedingungen als weniger geeignet aufgrund der Platzbeschränkung, die bei bereits bestehenden Anlagen auftreten kann. Brennstoffstufung wird bei Großfeueranlagen in den USA, Japan, den Niederlanden, Deutschland, Italien und Großbritannien angewandt. In Italien wurde die Technik der Brennstoffstufung erfolgreich in vielen ölbefeuerten Großanlagen eingeführt (mit Öl als Reduktionsmittel).

Wie bereits zuvor erwähnt birgt unvollständiges Verbrennen beträchtliche Probleme in sich. Dieses Verfahren eignet sich am besten für Dampfkessel, die eine ausreichend lange Verweilzeit aufweisen und wo eine angemessene Brennstoff-Nachverbrennung zu einem zumutbaren Preis verfügbar ist. Erdgas ist bestens geeignet für Brennstoffstufung, zumeist weil es leicht entflammbar ist und weder Staubpartikel noch Schwefelanteile enthält.

Die Kosten der Brennstoffstufung hängen von der Konstruktion des Kessels und vom eingesetzten Brennstoff ab. Die Verwendung des Hilfsbrennstoff wie beispielsweise Erdgas verursacht ebenfalls Kosten, aber andererseits wird dadurch Wärme für den Kesselprozeß freigesetzt, und darum kann er als nützlicher Brennstoff betrachtet werden. Somit sollten Berechnungen für die Wirtschaftlichkeit der Gesamtanlage vorgenommen werden einschließlich möglicher Änderungen, z.B. des Kesselwirkungsgrades.

Erfahrungen zeigen, dass Brennstoffstufung nicht so kostengünstig ist wie der Einsatz von Low-NOx-Brennern mit OFA, sie ist dennoch eine geeignete Maßnahme zur Verminderung von NO_X-Emissionen. Nach einer Schätzung liegen die Kosten für Brennstoffstufung nahe bei 2,5 Mio. EUR für einen 250 MW_{th}-Dampfkessel. Andere Berechnungen sehen die Betriebskosten von Anlagen mit Brennstoffstufung als doppelt so hoch wie die Kosten für Low-NO_X-Brenner mit OFA-Anwendung.

3.4.1.6 Low-NO_X-Brenner

Low-NO_X-Brenner haben einen hohen Entwicklungsstand erreicht, aber weitere Verbesserungen bedingen fortwährende Tätigkeiten, und ein beträchtlicher Forschungsaufwand ist der Fortentwicklung bestehende Low-NO_X-Brenner-Systeme zu widmen. Da die Konstruktion von Low-NO_X-Brenner-Systemen sich im Einzelnen von Hersteller zu Hersteller wesentlich unterscheidet, wird hierin nur grundsätzlich darauf eingegangen.

In konventionellen Feuerungsanlagen wird die Kombination aus Brennstoff und Luft/Sauerstoffgemisch vollständig an ein und derselben Stelle eingeblasen. Die dabei entstehende Flamme besteht aus einer heißen, oxidierenden Primärzone am unteren Ende der Flamme, und einer kühleren Sekundärzone an der Flammenspitze. In der Primärzone wird das meiste NO erzeugt, das exponentiell mit dem Temperaturanstieg wächst, während die Sekundärzone einen ziemlich geringen Anteil daran hat.

Mithilfe von Low-NO_X-Brennern (LNB) wird die Luft- und Brennstoffzufuhr modifiziert, um den Mischvorgang zu verzögern, den verfügbaren Sauerstoff zu reduzieren und die Spitzentemperatur der Flamme zu senken. LNB verzögern die Umbildung von Brennstoff gebundenem Stickstoff zu NO_X sowie die Bildung

von thermischem NO_X bei Wahrung hoher Verbrennungseffizienz. Der Druckabfall in den Luftkanälen wird stärker, was höhere Betriebskosten nach sich zieht. Die Kohlemahlung beispielsweise muss gewöhnlich verbessert werden, was wiederum zu erhöhten Betriebs- und Wartungskosten führen kann. Auch könnten Korrosionsprobleme entstehen, insbesondere bei fehlerhafter Verbrennungssteuerung.

Als Mindestanforderung der Low-NO_X-Feuerungtechnik müssen die Brenner geändert und das Oberluft-Verfahren (OFA) eingesetzt werden. Sind die vorhandenen Brenner von konventioneller Art, so kann eine Brennermodifikation fast stets sehr kostengünstig erfolgen. Handelt es sich bei den Brennern um Low-NO_X-Brenner mit verzögerter Verbrennung (älterer Typ), so kann nur von Fall zu Fall bewertet werden, ob die Umrüstung zu Low-NO_X-Brennern mit schneller Einblasung vorteilhaft ist.

Die Kosten für Low-NO_X-Brenner mit OFA in einer 250 MW_{th}-Anlage betragen ca. 1,7 Mio EUR bei einem festbrennstoffbefeuertem Dampfkessel. Bei kohlebefeuerten Dampfkesseln liegt der Preis für NO_X-Minderung bei etwa 500 EUR pro Tonne vermindertem NO_X.

Entsprechend den unterschiedlichen Prinzipien zur Verminderung der NO_X-Bildung wurden die Low-NO_X-Brenner als luft- und brennstoffgestufte Brenner mit Abgasrückführung entwickelt.

3.4.1.6.1 Luftgestufte Low-NOx-Brenner

Im Luftstufungsprozess wird die Primärluft mit der gesamten Brennstoffmenge vermischt, wodurch eine brennstoffreiche Flamme erzeugt wird, die sowohl durch relativ niedrige Temperatur als auch durch ein Sauerstoffdefizit gekennzeichnet ist; unter diesen Bedingungen wird die Bildung von Stickstoffoxiden verhindert. Das Luft-Gas-Gemisch und die "Sekundärluft" erzeugen, wie Abbildung 3.24 zeigt, eine substöchiometrische Verbrennungszone (Primärflamme). Eine interne Rückführzone wird durch die wirbelnde "Sekundärluft" und die konische Brenneröffnung erzeugt, wodurch sich der Brennstoff schnell aufheizt. Der Wirbel der Sekundärflamme ist für die Flammenstabilität notwendig. Die flüchtigen Verbindungen werden in der Primärflamme zusammen mit einem bedeutenden Teil der Stickstoffverbindungen freigesetzt. Aufgrund der Sauerstoffatmosphäre und einer hohen Konzentration von CO ist die Oxidation der Stickstoffverbindungen zu NO begrenzt. Zusammen mit der "Sekundärluft" bildet sich eine Ausbrandzone, in der unverbrannter Brennstoff bei verhältnismäßig niedrigen Temperaturen langsam verbrennt. In dieser Phase ermöglicht die geringe O_2-Konzentration eine NO_X-Minderung.

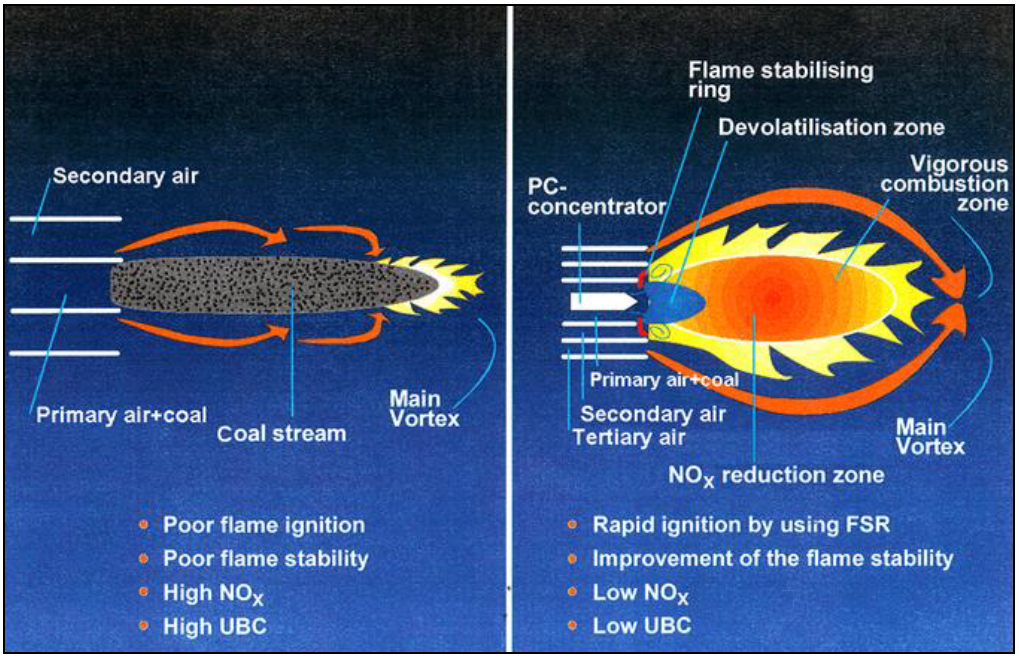


Abbildung 3.24: Vergleich zwischen konventionellen luftgestuften und modernen luftgestuften Low-NO_X-Brennern
Hinweis: UBC = unverbrannter Kohlenstoff
[136, Fortum, 2002]

Secondary air	*Sekundärluft;*	*Flame stabilization ring*	*Flammenstabilisierungring;*
Primary air+coal	*Primärluft + Kohle;*	*Devolatalization zone*	*Entgasungszone;*
Coal stream	*Kohlestrom;*	*PC concentrator*	*PC-Konzentrator;*

Main vortex	*Hauptwirbel;*	*Vigerous combustion zone*	*Zone lebhafter Verbrennung;*
Poor flame ignition	*schlechte Flammenentzündbarkeit;*	*Primary air*	*Primärluft;*
		Secondary air	*Sekundärluft;*
Poor flame stability	*schlechte Flammenstabilität;*	*Tertiary air*	*Tertiärluft;*
		NOx reduction zone	*NOx-Minderungszone;*
High NOx	*hoher NOx-Anteil;*	*Rapid ignition by using FSR*	*Schnellzündung mittels FSR.*
High UBC	*hoher Anteil an unverbranntem Kohlenstoff;*		

3.4.1.6.2 Low-NO_X-Brenner mit Abgasrückführung

Bei Festbrennstoffen und Flüssigbrennstoffen mit einem Stickstoffgehalt zwischen 0,3 und 0,6 Gew-% überwiegt Brennstoff-NO gegenüber thermisch erzeugtem NO (i.d.R. 75 % Brennstoff-NO). Daher muss neben der Senkung der Flammentemperatur, die auf das thermisch erzeugte NO wirkt, gleichfalls der Sauerstoffgehalt vermindert werden, ohne dass mehr unverbrannter Kohlenstoff erzeugt wird. Als Lösung dafür wurde eine Technik mit getrennten Flammen und interner Abgasrückführung entwickelt. Durch Einblasen eines Teils des Abgases in die Verbrennungszone oder Verbrennungsluftzugabe werden sowohl die Flammentemperatur als auch die Sauerstoffkonzentration verringert, was verminderte NO_X-Bildung ermöglicht.

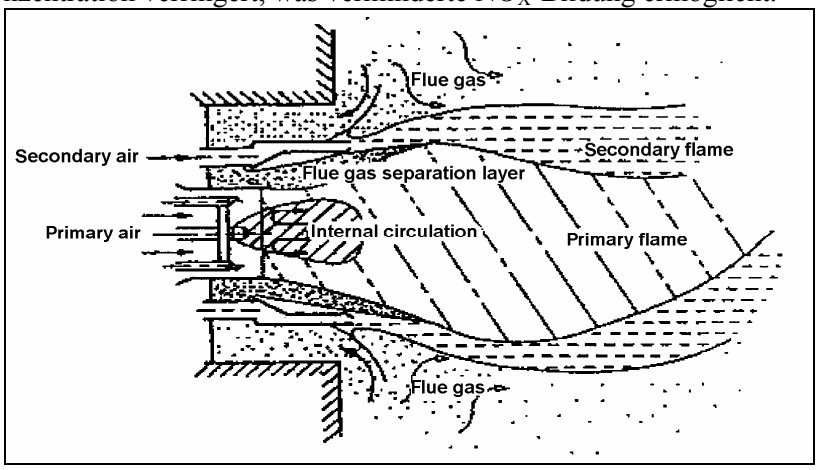


Abbildung 3.25: Gas/Öl-Low-NO_X-Brenner mit Abgasrückführung [32, Rentz, et al., 1999]

Secondary air	*Sekundärluft;*	*Primary flame*	*Primarflamme;*
Flue gas	*Abgas;*	*Flue gas separation layer*	*Abgastrennzone;*
Secondary flame	*Sekundärflamme;*	*internal circulation*	*interne Zirkulation*

Die Grundfunktion ähnelt der des luftgestuften Low-NO_X-Brenners, doch die Abstände zwischen den Primär- und den Sekundärdüsen sind größer, sodass sich eine Abgasschicht bildet. Bei diesen Brennern werden 15-25 % des heißen Abgases intern zusammen mit der Verbrennungsluft in die Ausbrandluft zurückgeführt. Das Abgas wirkt als Verdünnung, indem es die Flammentemperatur und den Sauerstoffpartialdruck senkt und somit die NO_X-Bildung vermindert. Die interne Rückführung wird allgemein bei Feuerung von Flüssigbrennstoff und bei der neuesten Generation kombinierter Gas- und Öl-Low-NO_X-Brenner angewandt.

3.4.1.6.3 Brennstoffgestufte Low-NO_X-Brenner (LNB)

Der Zweck brennstoffgestufter Brenner ist die Verminderung bereits gebildeten NO_X durch teilweise Zugabe des Brennstoffs in einer zweiten Stufe.. Brennstoffgestufte LNB werden vorrangig bei Gasbefeuerung eingesetzt.

Diese Technik beginnt mit der Verfeuerung eines Teils des Brennstoffs mit viel Überschussluft, wodurch vergleichsweise niedrige Flammentemperaturen ermöglicht und die Bildung von Stickstoffoxiden verhindert werden. Die interne Rückführungszone und die annähernd stöchiometrische Verbrennung sichern die Stabilität der Flamme. Vor Ende der Verbrennung in der Primärzone wird zusetzlicher Brennstoff (als Optimum zwischen 20 und 30 %) in einem gewissen Abstand hinter der Primärflamme eingeblasen und bildet die Sekundärflamme, die stark unterstöchiometrisch ist. Es entsteht eine Atmosphäre, in welcher das bereits gebildete NO_X durch NH_3-, HCN-, und CO-Radikale zu N_2 reduziert werden kann. Die Ausbrand-Zone wird in einer dritten Stufe gebildet. Die Flamme dieses Brennertyps ist ungefähr 50 % länger als die eines Standardgasbrenners.

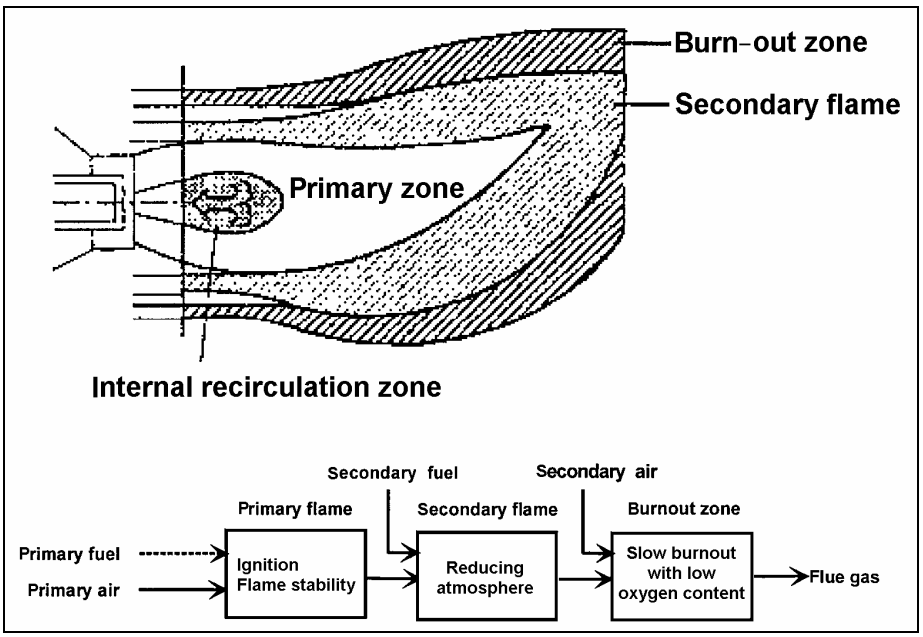


Abbildung 3.26: Brennstoffstufung am Brenner
[32, Rentz, et al., 1999]

Burn-out zone:	*Ausbrandzone;*	*Ignition flame stability:*	*Zündflammen-Stabilität;*
Secondary flame:	*Sekundärflamme;*	*Reducing atmosphere:*	*Reduzierende Atmosphäre;*
Primary zone:	*Primärzone;*	*Slow burnout with low oxygen content:*	
Internal recirculation zone:	*interne Rückführzone*		*Langsames Ausbrennen mit*
Primary zone:	*Primärzone;*		*geringem Sauerstoffgehalt;*
Primary air:	*Primärluft;*	*Flue gas:*	*Abgas.*

3.4.1.6.4 Low-NO_X-Brenner der neuen Generation

Bei den neuesten LNB-Konstruktionen (als 'hybride Low-NO_X-Brenner' bezeichnet) wird eine Kombination aus Luftstufung, Brennstoffstufung und Abgasrückführung in Verbindung mit neuen Techniken verwendet, um geringste NO_X-Emissionen zu erzielen. Ein Nachteil der ersten Generation von Low-NO_X-Brennern ist der benötigte Platz, um die Flammentrennung zu ermöglichen: der Durchmesser von Low-NO_X-Flammen ist ca. 30 bis 50 % größer als der konventioneller Flammen. Um diese Einschränkung zu beseitigen sowie den NO_X-Ausstoß zu mindern, wurde ein neuer Brenner entwickelt, als Kombination aus separaten Flammen und Luftstufung. Diese Luftstufung erfolgt, indem 30-40 % der Verbrennungsluft über Düsen direkt in jede elementare Flamme eingeblasen wird. Der erzeugte Wirbel im Brenner wird ausgenutzt, um "Verluste" von Verbrennungsluft zu vermeiden, die zuvor zwischen den gezündeten Flammen wirkungslos vorbeiströmte , nun aber genau zu ihrem Bestimmungsort geleitet wird. Das trägt zu verbesserter NO_X-Minderung bei, ohne den Anteil unverbrannten Kohlestoffs zu erhöhen. Ferner besitzen die Sekundärluftstrahlen ein größeres Impulsvermögen, wodurch jede Flamme sich um die Brennerachse "schließt" und dadurch den Flammendurchmesser reduziert auf eine Länge, die vergleichbar ist mit einer konventionellen, kompakten Flamme. Darum kann dieser Low-NO_X-Brennertyp nachträglich in bestehende Anlagen integriert werden.

Low-NO_X-Brenner verkörpern in vielen Bereichen den Stand der Technik, doch sind recht wenige Informationen über ihren Einbau und Erfahrungen ihrer Anwendung verfügbar, sodass gegenwärtig nur allgemeine Hinweise möglich sind. Ferner sind bei neuen Anlagen die Zusatzinvestitionen für einen Low-NO_X-Brenner im Vergleich zu konventionellen Brennern unerheblich. Bei Nachrüstungsmaßnahmen müssen mögliche Modifikationen an der Anlage berücksichtigt werden, die häufig anlagenspezifisch und daher nicht allgemein quantifizierbar sind. Die nötigen Zusatzkosten des Betriebs von Low-NO_X-Brennern ergeben sich großenteils durch zusätzlichen Energieverbrauch aufgrund

- benötigter größerer Gebläse, da in den Brennern höhere Druckverluste auftreten;
- der Notwendigkeit einer verbesserten Kohlemahlung, um eine effiziente Verbrennung bei verringerter Luftzufuhr an den Brennern zu erhalten.

Momentan stellen trockene Low-NO_X-Brennkammern den Stand der Technik im Hinblick auf große erdgasbefeuerte Gasturbinen [32, Rentz, et al., 1999] dar. Sie sind im Kapitel 7 detailliert beschrieben.

3.4.1.7 Allgemeine Leistungsdaten der Primärmaßnahmen zur Verminderung von NO_X-Emissionen

Primärmaßnahme		Allgemeine NO_X - Minderungsrate*	Allgemeine Anwendbarkeit	Anwendbarkeits-beschränkungen	Hinweise
Geringe Überschussluft		10-44 %	Alle Brennstoffe	• unvollständiger Ausbrand	• NO_X-Minderung hängt stark vom Emissionsniveau der Anlage ohne Minderungsmaßnahmen ab. • Es kann nötig sein, den Brennerraum, die Mühlen und den Luftvorwärmer abzudichten, um die Feuerung mit geringer Überschussluft zu ermöglichen.
Luftstufung in der Feuerung	**Brenner außer Betrieb (BOOS)**	10-70 %	Allgemein begrenzt auf gas- und ölbefeuerte Anlagen nur für Nachrüstung	unvollständiger Ausbrand (und daher hohe Anteile von CO und unverbranntem Kohlenstoff) gilt für 'BOOS', 'BBS' und 'OFA'	• Probleme sind möglich bzgl. Beibehaltung der Brennstoffzufuhr, weil die Feuerung mit derselben Menge thermischer Energie mit weniger Betriebsbrennern versorgt werden muss.
	vertikale Brennstoff-stufung (BBF)		Alle Brennstoffe nur für Nachrüstung		
	Oberluft (OFA)		Alle Brennstoffe		• Für Oberluft-Retrofit bei bestehenden Kesseln sind Änderungen an den Kesselwandrohren nötig, um Einlassöffnungen für Sekundärluft zu installieren. • NO_X-Minderung zwischen 10-40 % ist möglich bei Wandfeuerungen unter Anwendung von OFA.
Abgasrückführung		20-50 % <20 % bei kohlebefeuertem Kessel und 30-50 % bei Gasfeuerungen kombiniert mit Oberluft	Alle Brennstoffe	• Flammen-Instabilität	• Nachrüstung an bestehendem Kessel mit Abgas-Rückführung erzeugt Anpassungsprobleme, meistens aufgrund von Effizienzverlust bei Kesseln und Brennern, außer bei Rückführung sehr geringer Mengen von Abgas. • Diese NO_X -Minderungsmaßnahme kann für Nachrüstung verwendet werden in Kombination mit Luftstufung • Rückführung von Abgas führt zu zusätzlichem Energie-verbrauch wegen des Rezirkulationsgebläses.
Reduzierte Luftvorheizung		20-30 %	Ungeeignet für kohlebefeuerte Schmelzkammer-Kessel		• Der Grad der erreichbaren Emissionsminderung hängt größtenteils von der anfänglichen Luftvorwärmtemperatur und der Temperatur ab, die nach Durchführung dieser Maßnahme erreicht wird.

*** Hinweise:**
- Falls verschiedene Primärmaßnahmen zur Verminderung von Stickstoffoxidemissionen kombiniert werden, kann die Minderungsrate allgemein weder addiert noch multipliziert werden. Die kombinierte Minderungsrate ist abhängig von mehreren ortsspezifischen Faktoren und muss je nach Anlage bewertet werden.
- Nicht alle Primärmaßnahmen können für alle bestehenden Dampfkessel angewandt werden; das ist abhängig von der Feuerungskonfiguration und dem Brennstoff.
- Bei neuen Anlagen sind Primärmaßnahmen bereits als Teil ihrer Originalkonstruktion integriert.

Tabelle 3.11: Allgemeine Leistungsdaten von Primärmaßnahmen zur Verminderung von NO_X-Emissionen [33, Ciemat, 2000]

Primärmaßnahme		Allgemeine NO_X-Minderungsrate *	Allgemeine Anwendbarkeit	Anwendungs-beschränkun-gen	Hinweise
Brennstoffstufung (Reburning)		50-60 % (70– 80% des in der Primärbrennzone gebildeten NO_X können gemindert werden)	alle Brennstoffe		• Brennstoffstufung bietet einige Vorteile wie z.B. Kompatibilität mit anderen Primärmaßnahmen für NO_X-Emissionsminderung, einfache Installation der Technik, Verwendung von Standard- brennstoff als Reduktionsmittel und Zusatzenergie in sehr geringer Menge. Der zusätzliche Energieverbrauch durch Brennstoffstufung bei Kohle über Kohle kann höher sein als die Verwendung von Erdgas zur Brennstoffstufung. • Erzeugung von Stickstoffoxiden auch durch Verbrennen nach der Primärzone • Bei Verwendung von Erdgas als Brennstoff zur Nachverbren-nung, werden Staubpartikel, SO_2 und CO_2 auch im direkten Verhältnis zur Menge der ersetzten Kohle vermindert.
Low-NO_X -Brenner (LNB)	**Luftgestufte LNB**	25-35 %	alle Brennstoffe	• Flammen-instabilität • unvollständ iger.Ausbra nd	• Low-NO_X-Brenner können zusammen mit anderen Primärmaßnahmen wie z.B. Oberluft und Brennstoffstufung bei Abgasrückführung benutzt werden. • Low-NO_X-Brenner mit Oberluft können Minderungsraten von 35-70% [33, Ciemat, 2000] erzielen. • Ein Nachteil der ersten Generation von Low-NO_X-Brennern ist der Platzbedarf zur Flammenteilung: der Durchmesser von Low- NO_X -Flammen ist ca. 30 bis 50% größer als der von herkömmlichen Flammen.
	LNB mit Abgas-rückführung	bis zu 20 %	alle Brennstoffe	• Flammen-instabilität	
	Luftgestufte LNB	50-60 %	alle Brennstoffe	• Flammen-instabilität • unvollständig er Ausbrand	

*** Hinweise:**
- Beim Kombinieren verschiedner Primärmaßnahmen zur Verminderung von Stickstoffoxidemissionen kann die Minderungsrate allgemein weder addiert noch multipliziert werden. Die kombinierte Minderungsrate ist abhängig von einer Reihe ortsspezifischer Faktoren und muss je nach Anlage bewertet werden.
- Nicht alle Primärmaßnahmen können für alle bestehenden Kessel angewandt werden; das ist abhängig von der Feuerungskonfiguration und dem Brennstoff.
- Bei neuen Anlagen sind Primärmaßnahmen bereits als Teil ihrer Grundauslegung integriert.

Tabelle 3.12: Allgemeine Leistungsdaten von Primärmaßnahmen zur Verminderung von NO_X -Emissionen [33, Ciemat, 2000]

3.4.2 Sekundärmaßnahmen zur Verminderung von NO_X-Emissionen

Sekundärmaßnahmen sind End-of-Pipe-Techniken zur Verminderung von bereits gebildeten Stickstoffoxiden (NO_X). Sie können unabhängig implementiert werden oder kombiniert mit Primärmaßnahmen wie z.B. Low-NO_X-Brennern usw. Die meisten Abgastechnologien zur Verminderung von NO_X-Emissionen beruhen auf der Eindüsung von Ammoniak, Harnstoff oder anderen Verbindungen, die mit NO_X im Abgas reagieren, um es zu molekularem Stickstoff zu reduzieren. Sekundärmaßnahmen untergliedern sich in:

- selektive katalytische Reduktion (selective catalytic reduction - SCR)
- selektive nicht katalytische Reduktion (selective non-catalytic reduction - SNCR).

3.4.2.1 Selektive katalytische Reduktion (SCR)

Der selektive katalytische Reduktionsprozess (SCR) ist ein weitgehend angewendetes Verfahren zur Verminderung von Stickstoffoxiden in Abgasen bei Großfeuerungsanlagen in Europa und anderen Ländern weltweit wie beispielsweise Japan und den USA.

Das SCR-Verfahren ist ein katalytischer Prozess beruhend auf der selektiven katalytischen Reduktion von Stickstoffoxiden mit Ammoniak oder Harnstoff in Anwesenheit eines Katalysators. Das Reduktionsmittel wird vor dem Katalysator in den Abgasstrom eingedüst. Die NO_X-Umwandlung erfolgt auf der Katalysatoroberfläche bei einer Temperatur i.d.R. zwischen 170 und 510°C aufgrund einer der folgenden Hauptreaktionen. Metalloxid-SCR-Katalysatoren, die im oben genannten Temperaturbereich eingesetzt werden, sind auf dem Markt verfügbar und werden in zahlreichen Fällen angewandt.

1. Mit Ammoniak als Reduktionsmittel:

$$\mathbf{4\,NO + 4\,NH_3 + O_2 \leftrightarrow 4\,N_2 + 6\,H_2O}$$
$$\mathbf{6\,NO_2 + 8\,NH_3 \leftrightarrow 7\,N_2 + 12\,H_2O}$$

2. Mit Harnstoff als Reduktionsmittel:

$$\mathbf{4\,NO + 2\,(NH_2)_2CO + 2\,H_2O + O_2 \leftrightarrow 4\,N_2 + 6\,H_2O + 2\,CO_2}$$
$$\mathbf{6\,NO_2 + 4\,(NH_2)_2CO + 4\,H_2O \leftrightarrow 7\,N_2 + 12\,H_2O + 4\,CO_2}$$

Beim Einsatz von Ammoniak als Reduktionsmittel erfolgt die Lagerung i.d.R. in Form einer wässrigen Lösung oder in flüssigem Zustand unter einem Druck von ungefähr 1,7 x 10^6 Pa (17 bar) und mit 20°C. Bei einigen kleineren Anwendungen, d.h. mit einer Leistung unter 50 MW, wird Harnstoff in der Form von weißem Kristallgranulat benutzt, das vor der Eindüsung in Wasser gelöst wird.

Die Anzahl der Installationen, bei denen flüssiges Ammoniak verwendet wird, übersteigt die Anzahl von Installationen, die andere Reduktionsmittel verwenden, weil die Kosten pro Kilogramm Ammoniak geringer sind, wodurch niedrige Betriebskosten ermöglicht werden. Trotzdem machen seine Eigenschaften die Handhabung schwieriger im Vergleich mit der relativ inerten wässrigen Ammoniaklösung. Ammoniakwasser muss in der Nähe von Trinkwasserreservoirs oder Flussquellen und an Standorten in zentraler Stadtlage angewandt werden (d.h. in direkter Nähe von Wohngebieten) und wird auch benutzt, weil die Investitionskosten für die Ammoniakwasserlagerung, inklusive der Sicherheitsmaßnahmen, niedriger sind.

Für seine Anwendung muss flüssiges Ammoniak in den gasförmigen Zustand verdampft werden. Das erfolgt mithilfe von Dampf oder Warmwasser in einem elektrisch erwärmten Verdampfer. Das Ammoniak wird nachfolgend mit Luft verdünnt, ehe das Gemisch ins Abgas eingesprüht wird. Die Eindüsung erfolgt durch ein Düsensystem, damit ein homogenes Gemisch aus Ammoniak und Abgas entsteht. Eine ortfeste Mischvorrichtung kann in den Abgaskanal integriert werden, um den Mischprozess weiter zu verbessern. Zur Steigerung des Wirkungsgrads der NO_X-Abscheidung und um den NH_3-Schlupf zu minimieren, ist es besonders wichtig, ein homogenes NH_3/NO_X-Verhältnis im Abgas zu erzeugen. Das stärkste Argument zur Vermeidung von Ammoniak-Schlupf (über 2 ppm) in kohlebefeuerten Anlagen besteht darin, dass die Flugasche nicht an die Bauindustrie verkauft werden kann.

Bei einem maximal erreichbaren Ammoniak-Schlupf hängt der Wirkungsgrad der NO_X-Minderung vom benutzten Katalysator ab: bei hohen NH_3/NO_X-Verhältnissen kann eine hohe NO_X-Abscheidungseffizienz erzielt werden, aber gleichzeitig erhöht sich die Menge des unverbrauchten Ammoniaks (NH_3-Schlupf) im reinen Abgas beträchtlich. Der sogenannte Ammoniak-Schlupf muss möglichst gering gehalten werden, um das Risiko zu vermeiden, dass NH_3 mit SO_3 im Abgas bei Abkühlung des Abgases reagiert, was zu Ablagerungen und Korrosion der Wärmetauscherflächen durch sich bildende Ammoniumbisulfate führt.

Die verwendeten Katalysatoren können von unterschiedlicher geometrischer Form sein, wie beispielsweise wabenförmige oder plattenförmige Katalysatoren, die in der Abbildung 3.27 dargestellt sind. Als Katalysatorform werden auch Pellets verwendet (insbesondere für Aktivkohle).

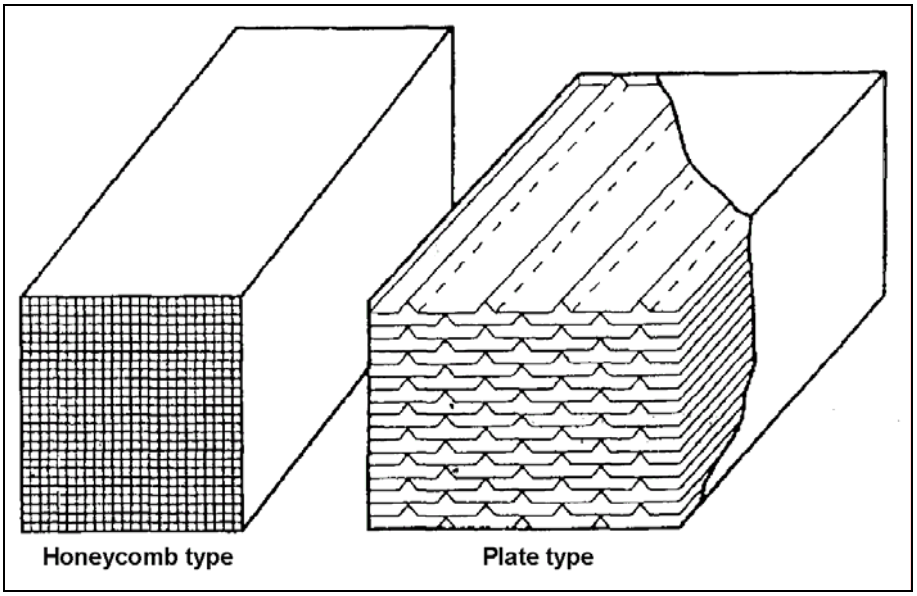


Abbildung 3.27: Wabenförmige oder plattenförmige Katalysatoren
[33, Ciemat, 2000]
Honeycomb type: *Wabentyp;*
Plate type: *Plattentyp*

Vier unterschiedliche Basismaterialien sind geprüft worden. Lediglich im Hinblick auf zwei dieser Materialien sind langfristige Erfahrungen vorhanden. Mit Zeolithen ist eine Großfeuerungsanlage seit mehr als 10 Jahren in Betrieb, obgleich sie aufgrund des Verlustes von katalytischem Material umgebaut werden musste. Einige GFA-Anwendungen sind ebenfalls mit Aktivkohle realisiert worden.

Die vier als Katalysatoren verwendeten Materialarten für SCR (selektive katalyt. NOx-Reduktion) sind:

- **Basismetalloxide,** bestehend aus dem Basismaterial TiO_2 und den aktiven Komponenten Vanadium, Wolfram und Molybdän. Größtenteils wird V_2O_5 mit geringen Mengen von WO_3 verwendet, die beigegeben werden, um das schmale Temperaturfenster zu erweitern, sowie kleineren Mengen von SiO_2 zur Stabilisierung der Struktur, und kleinen Mengen von MoO_3, um den Katalysator gegen Katalysatorgifte als Abgaskomponenten resistenter zu machen. Dieser Katalysatortyp erfordert einen Temperaturbereich von 300 -450 C;
- **Zeolithe**, kristalline, hochgradig poröse natürliche oder synthetische Alumino-Silikate, die bei Temperaturen zwischen 350 und 600 °C eingesetzt werden;
- **Eisenoxide**, bestehend aus Eisenoxidpartikeln mit einer dünnen kristallinen Schicht aus Eisenphosphat;
- **Aktivkohle** entweder aus Steinkohlenstaub oder Braunkohlenstaub, vermischt mit inerten Elementen und zu gesinterten Pellets verarbeitet. Aufgrund der thermischen Instabilität der Aktivkohle bei höheren Temperaturen, sind niedrige Betriebestemperaturen zwischen 100 -220°C erforderlich. Demzufolge kann in Kraftwerken Aktivkohle nur in einer -Konfiguration am "Kalten Ende" angewandt werden.

Katalysatoren werden mit verschiedenen Kanaldurchmessern gefertigt. Die Wahl der Kanaldurchmesser wird nach einer Analyse des Staubgehalts im Abgas, der Staubmerkmale und des zulässigen Druckabfalls im SCR-Reaktor optimiert. Die Staubablagerung sollte auf ein Minimum reduziert werden und der Druckabfall über den Katalysator sollte niedrig gehalten werden. Das Volumen des erforderlichen Katalysators hängt von den Merkmalen des Katalysators ab, z.B. seinen Aktivitätsmerkmalen und von den Betriebsbedingungen wie beispielsweise dem Abgasvolumen, der erforderlichen NO_X-Minderung, der Gaszusammensetzung, der Abgastemperatur und dem Vorhandensein von Katalysatorengiften. Die einzelnen Katalysatorelemente werden dann zusammen in gepackter Form in einen Katalysatormodul gegeben, der die Katalysatorlagen im SCR-Reaktor bildet, wie aus der Abb. 3.28 ersichtlich ist.

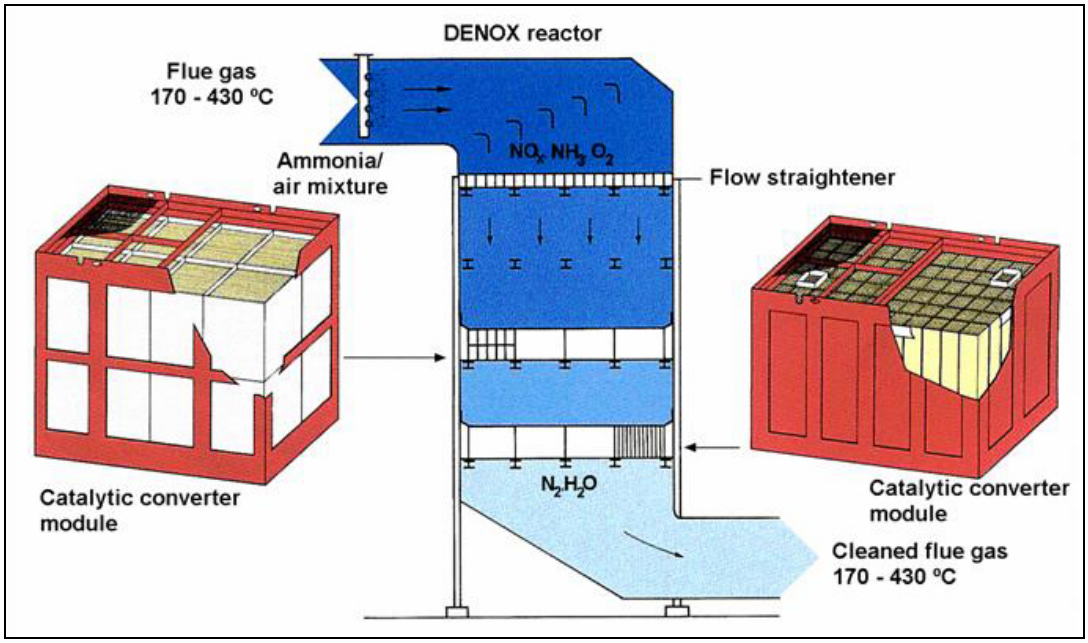


Abbildung 3.28: Konfiguration des Katalysatorreaktors, seiner Elemente, Module und Schichten [33, Ciemat, 2000]

Flue gas:	*Abgas;*
DENOX reactor:	*DENOX-Reaktor;*
Flow straightener:	*Strömungsgleichrichter;*
Ammonia / air mixture:	*Ammoniak/ Luftgemisch;*
Catalytic converter module:	*Katalytisches Konvertermodul;*
Cleaned flue gas:	*gereinigtes Abgas*

Die derzeitigen Schätzungen über die Lebensdauer von Katalysatoren bewegen sich zwischen 6–10 Jahren bei kohlebefeuerten Anlagen und zwischen 8–12 Jahren bei Öl- und Gasfeuerungen. Die Häufigkeit des Katalysatoraustausches hängt von verschiedenen ortsspezifischen Faktoren ab wie beispielsweise der Anlagenart, den Brennstoffmerkmalen, der Kapazität, dem Anlagenbetrieb, der NO_X-Eingangskonzentration, der NO_X-Abscheiderate, dem Verhältnis von Ammoniak/Harnstoff zu NO_X und dem zulässigen Ammoniak-Schlupf. In den letzten Jahren haben Katalysatorformen, die gegenüber thermischer und mechanischer Beschädigung und gegen Vergiftung durch Verunreinigungen widerstandfähiger sind, die kommerzielle Anwendung erfahren. Die Regeneration gibt eine neue kommerzielle Möglichkeit zur Verlängerung der Lebensdauer des Katalysators, wobei sie erwartungsgemäß nicht in allen Fällen erfolgreich sein kann.

Es gibt drei grundlegende Konfigurationen für die Integration des SCR-Reaktors in die Abgasreinigungskette, wobei der Hauptfaktor darin besteht, dass die Bedingungen wie beispielsweise die Abgastemperatur, die richtigen für den verwendeten Katalysator sind. Die Positionen für den Katalysatoreinsatz sind in der Abbildung 3.29 dargestellt.

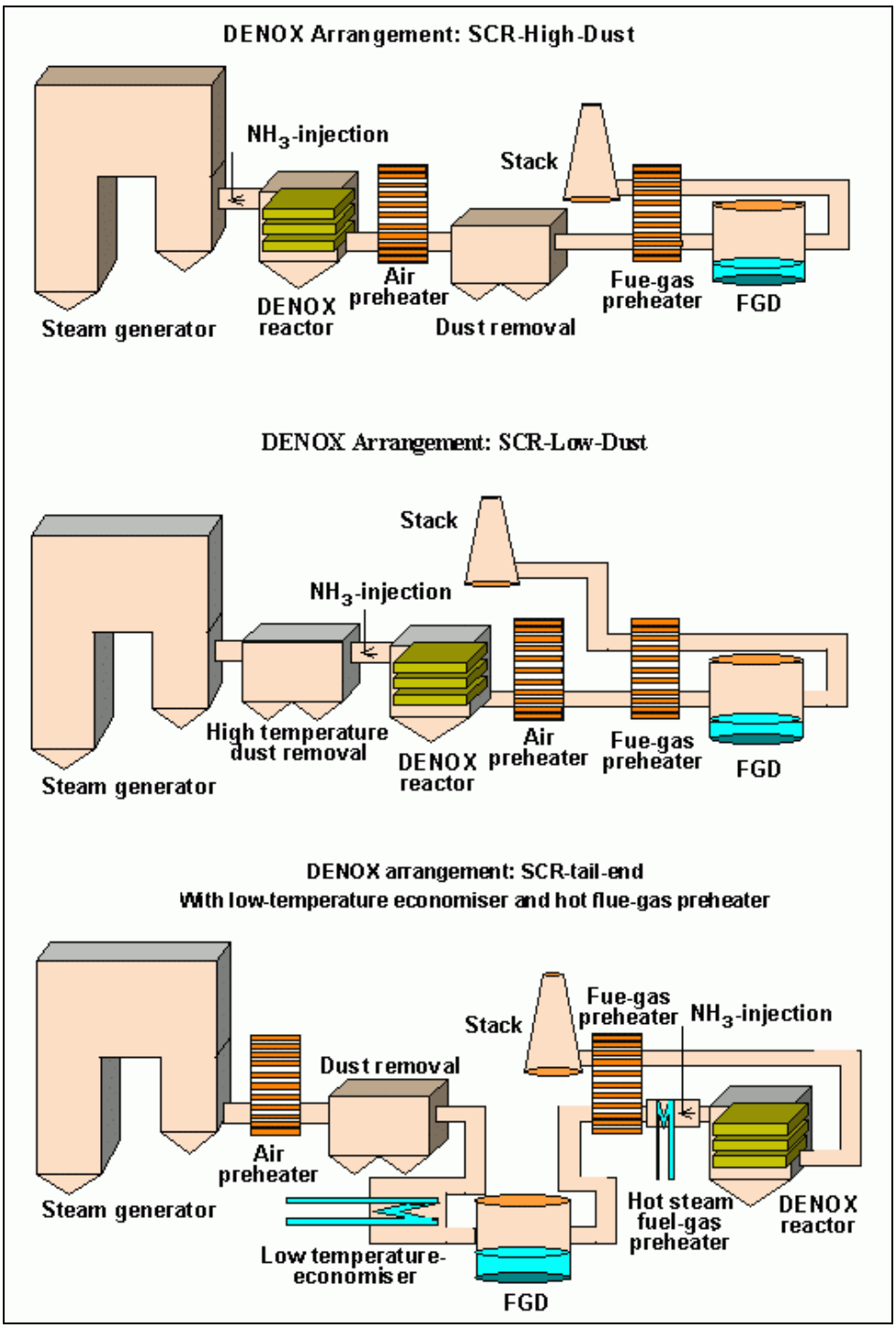


Abbildung 3.29: Gegenwärtige Konfigurationen von Verminderungstechnologien

DENOX Arrangement: SCR-High-Dust	*DENOX-Anordung SCR-High-Dust (staubbeladen)*
DENOX Arrangement: SCR-Low-Dust	*DENOX-Anordung SCR-Low-Dust (staubarm)*
DENOX Arrangement: SCR-Tail-End	*DENOX-Anordung SCR-Tail-End (Anordnung am kalten Ende)*
With low-temperature economiser and	*Niedertemperatur-LUVO und*
hot flue gas preheater	*mit Warm-Abgasvorwärmer*
Steam generator	*Dampferzeuger*
NH3-injection	*NH3-Eindüsung*
DENOX reactor	*DENOX-Reaktor*
Air preheater	*LUVO*
Stack	*Kamin*
Dust removal	*Staubabscheidung*
Fue-gas reheater	*Abgasaufheizung*
High temperatur dust removal	*Hochtemperatur-Staubabscheidung*
Low temperatur-economiser	*Niedrigtemperatur-LUVO*
Hot steam fuel-gas preheater	*Heißdampf-Heizgas-Vorwärmer*

Diese drei Konfigurationen sind: die High-Dust-Anordnung, Low-Dust-Anordnung und Tail End:

- Die **High-Dust-Anordnung** wird am häufigsten eingesetzt; aufgrund der hohen Betriebstemperatur des Katalysators ist ein Wiederaufheizen des Abgases nicht erforderlich (Abbildung 3.30). Die Lebensdauer des Katalysators konnte erhöht worden, ebenso seine Verschleißfestigkeit. Seine Anwendung birgt allerdings zwei Nachteile in sich: erstens kann das Abgas Flugasche und Katalysatorgifte enthalten, die eine Katalysatordeaktivierung verursachen sowie in der Folge den Wirkungsgrad der NO_X-Minderung verringern. Das kann z.B. bei Schmelzfeuerungen eintreten sowie bei speziellen Brennstoffen oder in Mitverbrennungsprozessen. Zweitens wird für Nachrüstung bei einer SCR in der High-Dust-Anordnung zusätzlicher Platz in der Nähe des Dampfkessels benötigt. Die High-Dust-Anordnung erweist sich bei vielen Anlagen als kostengünstig und wird am häufigsten implementiert;
- Bei der **Low-Dust-Anordnung** werden die Nachteile der High-Dust-Konfiguration umgangen. Ihr hauptsächlicher Vorteil ist die verminderte mechanische Belastung des Katalysators, wobei davon ausgegangen werden kann, dass dadurch die Lebensdauer des Katalysators verlängert wird. Weil aber der Verfahren ohne ergänzende Erwärmung abläuft, ist es erforderlich, Hochtemperatur-Staubabscheider zu installieren. Darum erweist sich diese Konfiguration oftmals als unökonomisch, wenn ältere Kraftwerke einer Nachrüstung unterzogen werden. Darüber hinaus ist der Luftvorwärmer stärker der Ablagerung von Ammoniumbisulfat ausgesetzt.
- Die Tail-End-**Anordnung** ist eine günstige Variante für bestehende Anlagen, weil der Katalysator Verschleiß, Korrosion und Deaktivierung ausgesetzt ist. Das Katalysatorvolumen ist auch geringer als bei der High-Dust-Konfiguration, weil ein Katalysator mit einem geringeren Pitch verwendet werden kann. Das ankommende Abgas muss jedoch mithilfe zusätzlicher Brenner erneut erwärmt werden, wobei hauptsächlich Erdgas verwendet wird, um die Betriebstemperatur des Katalysators zu erreichen. Bei einem Aktivkohlekatalysator reicht ein Wärmeaustausch zwischen Roh- und Reingas i.d.R. aus.

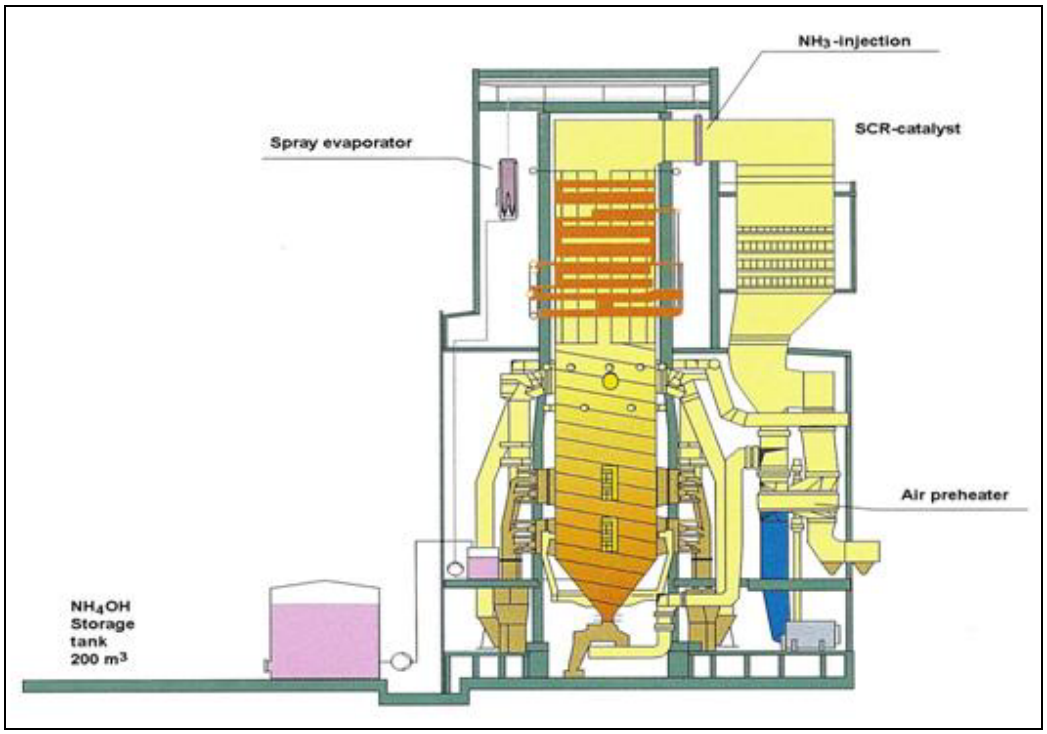


Abbildung 3.30: Beispiel eines High-Dust-SCR-Katalysators
[34, Verbund, 1996]

NH3-Injection:	*NH3-Eindüsung;*
Spray evaporator:	*Sprühverdampfer;*
SCR-catalyst:	*SCR-Katalysator;*
Air preheater:	*LUVO;*
NH4OH-storage tank 200 m³:	*NH4OH-Lagertank 200 m³*

Einen möglichen Nachteil der SCR bildet der Ammoniak-Schlupf. Dieser tritt wegen der unvollständigen Reaktion von NH_3 mit NO_X auf, wenn kleine Mengen von NH_3 den Reaktor mit dem Abgas verlassen. Diese Wirkung ist als Ammoniak-Schlupf (NH_3 -Schlupf) bekannt. Der Ammoniak-Schlupf erhöht sich mit zunehmenden NH_3/NO_X-Verhältnis und mit sinkender Aktivität des Katalysators. Ein großer Ammoniak-Schlupf (NH_3-Durchbruch) kann Folgendes bewirken:

- Bildung von Ammoniumsulfaten, die sich auf den nachgelagerten Anlagenteilen absetzen wie beispielsweise dem Katalysator und dem Luftvorwärmer;
- NH_3 im Abwasser der Abgas-Entschwefelung und im Reinigungswasser des Luftwärmers; und
- erhöhte NH_3-Konzentration in der Flugasche.

Die hauptsächlichen Vorteile der SCR-Technologie sind:

- Das SCR-Verfahren kann bei vielen Brennstoffen in der Feuerung verwendet werden wie beispielsweise bei Erdgas und Leichtölen sowie Prozessgasen und Kohle.
- Bei der Umwandlung von NO_X werden keine sekundären Verunreinigungskomponenten gebildet.
- Die Emission von NO_X kann um mindestens 90 % vermindert werden.
- Die gesamte NO_X -Minderung hängt von SCR und Primärmaßnahmen ab.
- Um die Anforderungen bezüglich der Luftqualität zu erfüllen, kann SCR mit eingestelltem NH_3-Verbrauch verwendet werden, um NH_3-Schlupf-Effekte zu vermeiden und die Lebensdauer des Katalysators zu erhöhen.

Die Investitionskosten einer SCR-Anlage sind beträchtlich (Abbildung 3.31). Der Preis pro Tonne gemindertes NO_X variiert zwischen den Kesseltypen. Tangential befeuerte Kessel verursachen größere Kosten pro Tonne geminderten NO_X, weil sie ein geringeres ursprüngliches Emissionsniveau haben. Die Kosten des Reduktionsmittels sind relativ geringer als bei den SNCR-Anlagen.

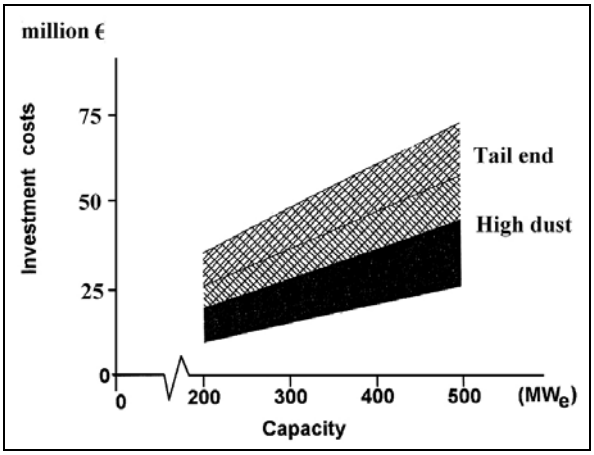


Abbildung 3.31: Investitionskosten für das SCR-Verfahren in einerFeuerungsanlage [58, Eurelectric, 2001]

Investment costs:	*Investitionskosten;*
Tail end:	*Kaltes Ende;*
High dust:	*staubbeladen;*
Capacity:	*Kapazität*

Die Investitionskosten einer SCR-Anlage sind vom Katalysatorvolumen abhängig, das durch das Abgasvolumen, den Ammoniak-Schlupf und durch die zu erzielende NO_X-Umwandlungsrate bestimmt wird. Bei den Kostenberechnungen für Kraftwerke wurden die Katalysatorkosten im Bereich von 10000 bis 15000 EUR pro m^3 veranschlagt. Bei einem gegebenen Abgasvolumen von 1 Mio m^3/Std., wurden die Kosten für eine SCR-Anlage mit 15 Mio EUR bestimmt (High-Dust-Konfiguration; einschließlich Planung, Montage und jegliches Zubehör wie beispielsweise Leitungen, Pumpen, Gebläse usw., jedoch außer dem Katalysator). Die Hauptfaktoren für die Betriebskosten sind die Lebensdauer des Katalysators, die von der Brennstoffcharakteristik und der SCR-Konfiguration (Low-Dust, High-Dust, Tail-End) abhängt, der Reduktionsmittelbedarf, der Energieverbrauch aufgrund von Druckverlust und schließlich der Energiebedarf zum Wiederaufheizen des Abgases.

Auf der Grundlage von Betreiberangaben und der Marktpreise der letzten 5 Jahre (Anlagen in Österreich und Deutschland) wurden die Investitionskosten für eine SCR-Anlage mithilfe der folgenden Formel bestimmt:

Investitionskosten (IK) pro SCR-Anlage mit einem Abgasvolumen von x Millionen m^3/Std:

$$\textbf{I.K.} = (\textbf{x Millionen m}^3\textbf{ Abgasvolumen/1 Million m}^3)^{0.7} * \textbf{15 Millionen EUR}$$

In dieser Rechnung enthalten sind die Kosten für die Montage sowie die Elektronik-, Überwachungs- und Regelungsausrüstung. Die Katalysatorkosten sind darin nicht enthalten, sie werden mit ungefähr 15,000 EUR/m^3 veranschlagt. Die Kostenberechnungen beruhen ausschließlich auf der High-Dust-Konfiguration. Die wichtigsten Kostenfaktoren bei den Investitionskosten und Wartungskosten sind der Katalysator-Austausch, das Reduktionsmittel (wässrige Ammoniaklösung) und Elektroenergie. Die Investitionskosten beinhalten auch die Kosten für den gesamten Abgaskanal (Rohre, Katalysatorgehäuse, Bypass, NH_4OH-Einheit bestehend aus Tank, Speichersystem, Dosiereinheit sowie Verdampfungs- und Mischsystem).

In der folgenden Tabelle sind die Kosten für eine SCR-Anlage für ein Abgasvolumen von 200000 m^3/Std, 500000 m^3/Std und 1000000 m^3/Std mit einer Rohgaskonzentration von 500 mg/Nm^3 (erreicht durch Primärmaßnahmen) und 350 mg/Nm^3 (erreicht durch Primärmaßnahmen bzw. eine SNCR) veranschlagt. Als Reingaskonzentration wird in beiden Fällen von 100 mg/Nm^3. ausgegangen.

Parameter	Einheit	Abgasvolumen (Nm^3/h)		
		200000	500000	1000000
zu vermindernde NO_X-Konzentration	g/Nm^3		0,25-0,4	0,25-0,4
Betriebsstunden	Std/Jahr	5000	5000	5000
verminderte Belastung	t/Jahr	250-400	625-1000	1250-2000
Investitionskosten	Mio EUR	4,86	9,23	15,0
Jährliche Rückzahlung [1]	Mio EUR/Jahr	0,50	0,95	1,54
Betriebskosten (einschließlich Kosten für Strom, Katalysatoren, Reduktionsmittel,.Wartung und Verschleiß)	Mio EUR/Jahr	0,25-0,29	0,60-0,69	1,17-1,34
Jährliche Kosten	Mio EUR/Jahr	0,75-0,79	1,56-1,64	2,72-2,88
Jährliche spezifische Kosten	EUR/t NO_X	1968-3016	1638-2488	1442-2175
Hinweis 1: Basis = 15 Jahre mit 6% Zinsen				

Tabelle 3.13: Kostenberechung für SCR-Anlagen nach Kraftwerken als Funktion des Abgasvolumens

Bei Anordnung am Kalten Ende muss das Abgas eventuell vor dem Schornstein erneut erhitzt werden. Dieses Aufheizen kann bis zu 2 % der elektrischen Leistung der Anlage beanspruchen. Bei Anordnungen, die kein erneutes Erhitzen erfordern, beziehen sich die Betriebskosten hauptsächlich auf die Kosten des Reduktionsmittels.

Die Kapitalkosten des Systems für Nachrüstungsanwendungen variieren bei einer NO_X-Minderung zwischen 60-90% zwischen 50 EUR/kW und 100 EUR/kW, wobei die Kosten für größere Anlagen im unteren Bereich liegen und die Kosten für kleinere Anlagen im oberen. Die Faktoren, die bei den Nachrüstungskosten für SCR-Anlagen für kohlebefeuerten Anlagen mit einem angestrebten NO_X-Emissionsniveau von 185 mg/Nm^3 die Hauptrolle spielen, sind die Größe der Einheit, die Eingangs-NO_X-Konzentrationen und die verschiedenen Konstruktionanforderungen in Verbindung mit dem Schwierigkeitsgrad der Nachrüstung. So steigen beispielsweise mit der Erhöhung der Basiseingangskonzentration des NO_X von 615 mg/Nm^3 auf 1230 mg/Nm^3 die SCR-Kapitalkosten um ungefähr 50 %. Mit verringerter Einheitsgröße von 1000 MW_e auf 200 MW_e, können sich die anfänglichen SCR-Kapitalkosten um bis zu 30 % verringern. Der Umfang der Nachrüstung an Gebläsen, am Abgaskanalsystem, an den Profilstahlelementen und am Fundament können bis zu ca. 20 bis 35% der Kosten bewirken. Die Betriebskosten für das Reduktionsmittel betragen ungefähr 75 EUR pro Tonne NO_X für wasserfreies Ammoniak bzw. 125 EUR pro Tonne NO_X für eine 40 %-ige Harnstofflösung. Die Gesamtkosten, d.h. die Investitions- und Betriebskosten zusammen, für die NO_X-Minderung in einem 800 MW-Kraftwerk, in dem eine SCR-Anlage zur Anwendung kommt, liegen zwischen 1500 EUR und 2500 EUR pro Tonne vermindertes NO_X [167, Rigby, et al., 2001].

Die Kapitalkosten für eine SCR-Anlage für Gasturbinen oder Verbrennungsmotoren bewegen sich zwischen 10 EUR bis 50 EUR/kW (Bezug: die elektrische Leistung). Diese Kosten sind beträchtlich niedriger als bei der Anwendung einer SCR-Anlage für eine kohlebefeuerte Anlage.

Der Preis für regenerierte SCR-Katalysatoren liegt bei 50 % für neue Katalysatoren. Ohne ernsthafte Erosionseffekte kann die begrenzte Lebensdauer von deaktivierten High-Dust-SCR-Katalysatoren durch Regenerierung verlängert werden, mit einem Einspareffekt bezüglich der Betriebskosten im Vergleich zu neuen Katalysatoren.

3.4.2.2 Selektive nicht-katalytische Reduktion (SNCR)

Das Verfahren der selektiven nicht-katalytischen Reduktion (SNCR) ist eine weitere Sekundärmaßnahme zur Verminderung von Stickstoffoxiden, die sich bereits im Abgas einer Feuerungsanlage gebildet haben. Es wird ohne Katalysator durchgeführt und bei einer Temperatur zwischen 850 und 1100 °C. Dieses Temperaturfenster hängt stark vom verwendeten Reduktionsmittel (Ammoniak, Harnstoff oder kaustisches Ammoniak) ab:

Unter Verwendung von Ammoniak als Reduktionsmittel laufen mehr oder weniger gleichzeitig die folgenden chemischen Reaktionen ab. Bei niedrigerer Temperatur sind beide Reaktionen zu langsam, und bei höherer Temperatur dominieren unerwünschte Nebenreaktionen mit erhöhtem NO_X-Ausstoß.

Hauptreaktion:

$$\mathbf{4\ NO + 4\ NH_3 + O_2 \rightarrow 4\ N_2 + 6\ H_2O \quad (Reduktion)}$$

unerwünschte Nebenreaktion:

$$\mathbf{4\ NH_3 + 5\ O_2 \rightarrow 4\ NO + 6\ H_2O \qquad (Oxidation)}$$

Eine SNCR-Einrichtung besteht aus zwei Betriebseinheiten:

- der Reduktionsmittelvorhaltung, einschließlich Lagerung, Kühlung und Verdampfung des Reduktionsmittels;
- der SNCR-Einheit selbst, wo das Eindüsen des Reduktionsmittels und die Reaktion der Stickstoffoxide zu Stickstoff und Wasser erfolgen.

Das Temperaturfenster hat eine beträchtliche Bedeutung, weil oberhalb davon das Ammoniak oxidiert und sogar noch mehr NO_X erzeugt wird, und weil unterhalb davon die Umbildungsgeschwindigkeit zu gering ist und Ammoniak gebildet werden kann. Weiterhin kann bei Laständerungen das erforderliche Temperaturfenster Fluktuationen im Kessel unterliegen. Um das erforderliche Temperaturfenster bei der Ammoniak-Eindüsung ent- entsprechend einzustellen, sind mehrere Einsprühebenen notwendig. Das SNCR-Verfahren mit verschiedenen Einsprühebenen von Ammoniak wird in der Abbildung 3.32 dargestellt.

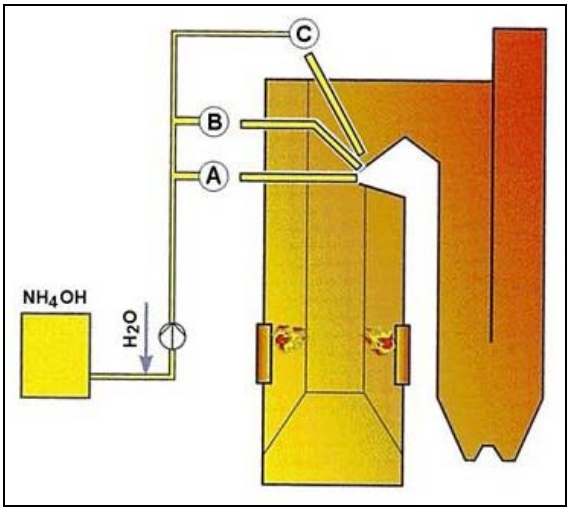


Abbildung 3.32: Das SNCR-Verfahren
[34, Verbund, 1996]

Um eine hohe Minderungsrate bei geringem NH_3-Schlupf zu erreichen, müssen das Reaktionsmittel und NO_X im Abgas einem entsprechenden Mischprozess unterzogen werden. Neben dem Verteilen und dem Mischen ist ein weiterer relevanter Parameter die Tropfengröße des Reduktionsmittels. Kleine Tropfen würden zu schnell verdampfen und bei zu hohen Temperaturen reagieren, wodurch eine geringere NO_X-Minderung erfolgen würde, hingegen würden extrem große Tropfen zu langsam verdampfen und bei zu niedrigen Temperaturen reagieren, was zu erhöhtem NH_3-Schlupf führen würde.

Mögliche Träger für das Reduktionsmittel sind Druckluft, Dampf oder Wasser. Primärmaßnahmen wie beispielsweise Oberluft oder Abgasrückführung können als Reduktionsmittelträger für den SNCR-Verfahren dienen.

Die Wahl des Reduktionsmittels beeinflusst auch die Bildung von Distickstoffoxid (N_2O). Mithilfe von Ammoniak und kaustischem Ammoniak werden vernachlässigbare Mengen von N_2O induziert, während bei direktem Einsprühen von Harnstoff in die Kesselfeuerung vergleichsweise große Mengen gemessen werden konnten. Um dieses Problem zu lösen und die N_2O-Bildung zu eliminieren, kann Harnstoff in die Ausbrandluft eingesprüht werden. Darüber hinaus führt die Anwendung von Harnstoff als Reduktionsmittel für die SNCR zu größeren Korrosionsproblemen als die Anwendung von Ammoniak und kaustischem Ammoniak. Daher sind die Materialien sorgfältig auszuwählen.

Die meisten Probleme bei SNCR-Anwendungen betreffen die ungleichmäßige Verteilung des Reaktionsmittels im Inneren der Feuerung. Darum ist eine Optimierung des Verteilungssystems erforderlich. Spezielle Verteilungssysteme dienen dazu, die optimale Verteilung des Ammoniaks und des Abgases zu sichern.

Die Reaktion von Stickstoffoxiden und Ammoniak/Harnstoff zu Wasser und Stickstoff hängt stark von der Temperatur und der Verweilzeit im erforderlichen Temperaturbereich sowie vom Verhältnis zwischen Ammoniak und den Stickstoffoxiden ab. Wie bereits erwähnt ist das Temperaturfenster für Ammoniak und kaustischen Ammoniak im Bereich von 850 bis 1000 °C, bei einer optimalen Temperatur von 870°C. Verglichen damit ist das Temperaturfenster bei Verwendung von Harnstoff breiter (800 bis 1100°C), bei einer optimalen Temperatur von 1000 °C.

Die Verweilzeit im erforderlichen Temperaturfenster liegt zwischen 0,2 und 0,5 Sekunden. Dieser Kontaktzeitbereich ist ziemlich instabil, und darum ist ein ammoniakreiches statt stöchiometrisches Verhältnis zwischen Ammoniak und Stickstoffoxiden notwendig. Wiederum ist die Optimierung des molaren Verhältnisses von NH_3 zu NO_X erforderlich. Die NO_X-Abscheiderate wird durch ein höheres Verhältnis begünstigt, aber in der Zwischenzeit erhöht sich auch der Ammoniak-Schlupf, was erhöhte Verschmutzung der nachfolgenden Einheiten zur Folge hat (beispielsweise Wärmeaustauscher, Abgaskanäle). Um diese beiden konträren Effekte zu neutralisieren, wurde ein Verhältnis zwischen NH_3 und NO_X von 1,5 bis 2,5 als optimal befunden.

Die Ausrüstung für das SNCR-Verfahren ist recht einfach zu installieren bei geringem Platzbedarf, auch wenn - wie fast in jedem Fall - mehr als eine Einsprühebene benötigt wird. SNCR hat eine geringe Abscheiderate und kann daher allein in Kesseln mit bereits recht niedrigem Emissionsniveau benutzt werden. Sie kann auch bei Kesseln nützlich sein, bei denen eine primäre Reduktionstechnik zur Anwendung kommt. Als nicht sehr günstig erweist sie sich bei Kesseln mit wechselnder Belastung oder veränderlicher Brennstoffqualität.

Die tatsächlichen Errichtungskosten hängen vom Kessel und seinem Betriebsprofil ab. Entsprechend einigen Schätzungen betragen die Kosten ungefähr 2500 EUR pro Tonne abgeschiedenes NO_X in einem kohlebefeuerten 250 MW_{th} -Dampfkessel mit einer Betriebszeit von 4000 Std./Jahr.

3.4.2.3 Sicherheitsaspekte der Ammoniaklagerung

Bei der SCR- als auch der SNCR-Technik wird Ammoniak oder Harnstoff als Reduktionsmittel verwendet. Harnstoff wird allgemein mehr in Feuerungsanlagen unter 50 MW_{th} als bei großen SCR- oder SNCR-Anwendungen benutzt. Die Lagerung von festem Harnstoff verursacht keine Gesundheitsrisiken.

Ammoniak ist ein brennbares Gas, das als wässrige Lösung oder in flüssigem Zustand unter einem Druck von ungefähr 1,7 MPa (17 bar) bei 20 °C gelagert werden kann. Wegen des hohen Risikos von Ammoniak für die menschliche Gesundheit erfordern der Transport, Umschlag und die Lagerung von Ammoniak höchste Sorgfalt, um jegliche Leckage zu vermeiden. Es müssen Überwachungssysteme installiert werden, um geringe Ammoniakkonzentrationen im Lager- und Umschlagbereich des Ammoniak festzustellen. Für unter Druck verflüssigtes Ammoniak gelten die Vorschriften der Seveso II Richtlinie 96/82/EC und entsprechende nationale Regelungen.

Das Risiko der Spannungsrisskorrosion von Stahlbehältern erfordert regelmäßige Kontrolle auf Unversehrtheit der Behälter sowie Qualitätskontrolle bezüglich Wasserstoff- und Sauerstoffspuren im bereitgestellten flüssigen Ammoniak.

3.4.2.4 Allgemeine Leistungsdaten von Sekundärmaßnahmen zur Verminderung von NO_X-Emissionen

Sekundär-maßnahme	Allgem. NO_X--Minderungsrate	Andere Leistungsparameter		Hinweise
		Parameter	Wert	
Selektive katalytische Reduktion (SCR)	80-95 %	Betriebstemperatur	350-450 ºC (High-Dust) 170-300 ºC (Tail-End) 280-510 ºC (Gas- turbinen) 200-510 ºC (Dieselmotoren)	• Der Ammoniak-Schlupf verstärkt sich mit wachsendem NH_3/NO_X-Verhältnis, was zu Problemen führen kann, z.B. zu hoher Ammoniakanteil in der Flugasche. Dieses Problem kann durch Verwendung eines größeren Katalysatorvolumens und/oder durch verbessertes Mischen von NH_3 und NO_X im Abgas gelöst werden. • Unvollständiges Reagieren von NH_3 mit NO_X kann zur Bildung von Ammoniumsulfaten führen, die in nachgeschalteten Anlagenteilen abgelagert werden wie beispielsweise dem Katalysator und Luftvorwärmer, erhöhte Mengen von NH_3 im Entschwefelungs-abwasser des Abgases, Reinigungswasser der Lufterhitzer und NH_3 mit erhöhter Konzentration in der Flugasche. Diese unvollständige Reaktion tritt nur im sehr unwahrscheinlichen totalem Ausfall der gesamten SCR-Anlagen ein. • Die Lebensdauer des Katalysators beträgt 6-10 Jahre bei Kohlefeuerung, 8-12 Jahre bei Ölfeuerung und über 10 Jahre bei Gasfeuerung. • Eine Katalysatorlebensdauer von 40000 bis 80000 Betriebsstunden kann durch periodisches Waschen erreicht werden.
		Reduktionsmittel	Ammoniak, Harnstoff	
		NH_3/NO_X-Verhältnis	0,8-1,0	
		NH_3-Schlupf	<5 mg/Nm^3	
		Verfügbarkeit	>98 %	
		SO_2/SO_3-Konvertie-rungsrate mit Katalys.	1,0-1,5 % (Tail-End)	
		Energieverbrauch in % der elektrischenLeistung	0,5 % für alle Anwendungen	
		Druckabfall im Katalysator	4-10 (10^2 Pa)	
Selektive nicht katalytische Reduktion (SNCR)	30-50 %	Betriebstemperatur	850-1050 ºC	• Obgleich einiger Hersteller ein NO_X -Minderungsniveau von über 80 % melden, besteht allgemein die Ansicht, dass bei SNCR-Verfahren eine Verminderung von durchschnittlich 30-50 % für die unterschiedlichen Betriebsbedingungen möglich ist. Weitere NO_X-Minderung kann bei speziellen Kesselanlagen erzielt werden, wo die Bedingungen günstig sind, sowie geringere Werte bei ungünstigen Bedingungen, mitunter bei bestehenden Anlagen [33, Ciemat, 2000]. • SNCR kann nicht für Gasturbinen benutzt werden aufgrund der erforderlichen Verweilzeit und des Temperaturfensters. • Die unvollständige Reaktion von NH_3 mit NO_X kann zur Bildung von Ammoniumsulfaten führen, die, in nachgeschalteten Vorrichtungen angelagert werden wie beispielsweise dem Luftvorwärmer; sie kann zu erhöhten Mengen von NH_3 im Entschwefelungs-abwasser des Abgases und im Reinigungswasser des Luftvorwärmers sowie zu erhöhter Konzentration von NH3 in der Flugasche. • SNCR kann nicht für Gasturbinen oder Motoren benutzt werden.
		Reduktionsmittel	Ammoniak, Harnstoff	
		NH_3/NO_X -Verhältnis	1,5-2,5	
		Verfügbarkeit	>97 %	
		NH_3-Schlupf	<10 mg/Nm^3	
		Energieverbrauch in % der elektrischen Leistung	0,1-0,3 %	
		Verweilzeit im Temperaturbereich	0,2-0,5 sec	

Tabelle 3.14: Allgemeine Leistungsdaten der Sekundärmaßnahmen zur Verminderung von NO_X-Emissionen

3.5 Kombinierte Techniken zur Verminderung von Schwefeloxid- und Stickstoffoxidemissionen

Kombinierte SO_2/NO_X-Minderungsverfahren wurden mit dem Ziel entwickelt, konventionelle REA/SCR-Verfahren zu ersetzen. Einige kombinierte SO_2/NO_X-Minderungsverfahren kommen nur bei sehr wenigen Anlagen zum Einsatz oder dienen mehr oder weniger zu Demonstrationszwecken und haben aus kommerziellen Gründen (Kosten) noch keine Marktakzeptanz erlangt. Jede dieser Techniken beruht auf einer gemeinsamen chemischen Reaktion, bei der SO_2 und NO_X zugleich abgeschieden werden. Die Entwicklung der kombinierten Techniken wurde durch ein gravierendes Problem bei der konventionellen SCR- und nachfolgenden REA-Technologie hinsichtlich der SO_2-Oxidation im SCR-Reaktor notwendig. Gewöhnlich oxidieren 0,2-2 % des SO_2 zu SO_3. Das hat verschiedene Auswirkungen auf das Abgasreinigungssystem. Bei schwefelarmer Kohle beispielsweise kann SO_3 die Abscheideleistung eines Elektrofilters auf der Kalten Seite verbessern. SO_3 aber verstärkt gewöhnlich die Ablagerungen und Korrosion im Luftvorwärmer und im Gas-Gas-Wärmeaustauscher.

Kombinierte SO_2/NO_X-MinderungsVerfahren lassen sich allgemein in folgende Kategorien unterteilen:

- Feststoff-Adsorption/Regeneration (Desorption)
- Gas/Feststoff-Katalyse
- Elektronenstrahl-Bestrahlung
- Alkali-Eindüsung
- Nasswäsche

Im Rahmen dieser Kategorien sind mehrere Verfahren noch im Entwicklungstadium, während andere Verfahren bereits kommerziell verfügbar sind und bei einer Reihe von Anlagen angewandt werden.

3.5.1 Feststoffadsorption/Regeneration

Bei diesem Verfahrenstyp wird ein Feststoffsorbens oder Katalysator benutzt, der im Abgas SO_2 und NO_X adsorbiert oder damit reagiert. Das Sorbens oder der Katalysator wird zur Wiederverwendung regeneriert. Die Schwefel- oder Stickstoffverbindungen werden vom Sorbens im Regenerierungsschritt freigesetzt, wozu allgemein eine hohe Temperatur oder ein reduzierendes Gas mit ausreichender Verweilzeit erforderlich ist. Die rückgewonnenen Schwefelverbindungen werden beispielsweise in einer “Claus”-Anlage verarbeitet, um elementaren Schwefel zu erzeugen, ein vermarktungsfähiges Nebenprodukt. Die Stickstoffverbindungen werden durch Ammoniak-Eindüsung zu N_2 und Wasser oder durch Rückführung in den Dampfkessel abgebaut. Andere Verfahren wie beispielsweise das Aktivkohleverfahren, NOXSO, Kupferoxid, Zinkoxid und Magnesiumoxid-Vermiculit werden ebenfalls zur Feststoffadsorption/Regenerierung gezählt.

3.5.1.1 Aktivkohleverfahren

Da Aktivkohle eine sehr große spezifische Oberfläche besitzt, wird sie seit dem neunzehnten Jahrhundert vielfach als Agens für Luftreinigung und Abwasserbehandlung angewandt. Längst ist auch bekannt, dass Aktivkohle SO_2, Sauerstoff und Wasser adsorbiert und zu Schwefelsäure umsetzt. Durch Hinzugabe von Ammoniak wird eine simultane Abscheidung von SO_2 und NO_X ermöglicht.

Das Abgas aus dem Dampfkessel wird anfangs entstaubt, durch einen Wärmeaustauscher geleitet, wo Wärme zur Aktivkohleregenerierung entzogen wird, und wird danach in einem Wasservorwäscher weiter abgekühlt. Das Gas gelangt in die erste Stufe des Aktivkohlebetts (trockene poröse Holzkohle) bei einer Temperatur von 90-150 ºC. Schwefeldioxid reagiert mit Sauerstoff und Wasserdampf im Abgas (durch katalytische Oxidation) und bildet Schwefelsäure, die von der Aktivkohle absorbiert wird.

Vor Eintritt in die zweite Adsorptionsstufe wird Ammoniak in einer Mischkammer in das Abgas eingedüst. Die Stickstoffoxide reagieren in der zweiten Stufe katalytisch mit dem Ammoniak und bilden Stickstoff (N_2) und Wasser. Die gereinigten Abgase und der freigesetzte Stickstoff und Feuchtigkeit gelangen zur Ableitung in den Schornstein. Der Reduktionsprozess findet in einem Adsorber statt, wo Aktivkohlegranulat vom oberen Teil in Form eines Bewegtbetts nach unten transportiert wird. Das Gas durchströmt die Schichten, wobei es zuerst in den untersten Teil des Fließbetts gelangt.

Die schwefelbeladene Aktivkohle wird in einen Regenerator geleitet, wo die Desorption thermisch durch indirekte Erwärmung und unter Verwendung von der zuvor dem Abgas entzogenen Abwärme bei einer Temperatur von ungefähr 400-450 ºC erfolgt. Der Aktivkohlestaub wird entfernt, und Zusatzgranulat wird vor Rückführung in den Absorber beigegeben. Das Ergebnis der Regeneration ist angereichertes SO_2-Gas aus der Desorption. Das angereicherte Gas wird mithilfe des Claus-Verfahrens oder anderen Verfahren zu elementarem Schwefel oder zu Schwefelsäure als vermarktungsfähigen Nebenprodukten umgebildet. Abbildung 3.33 zeigt eine schematische Darstellung des Aktivkohleverfahrens.

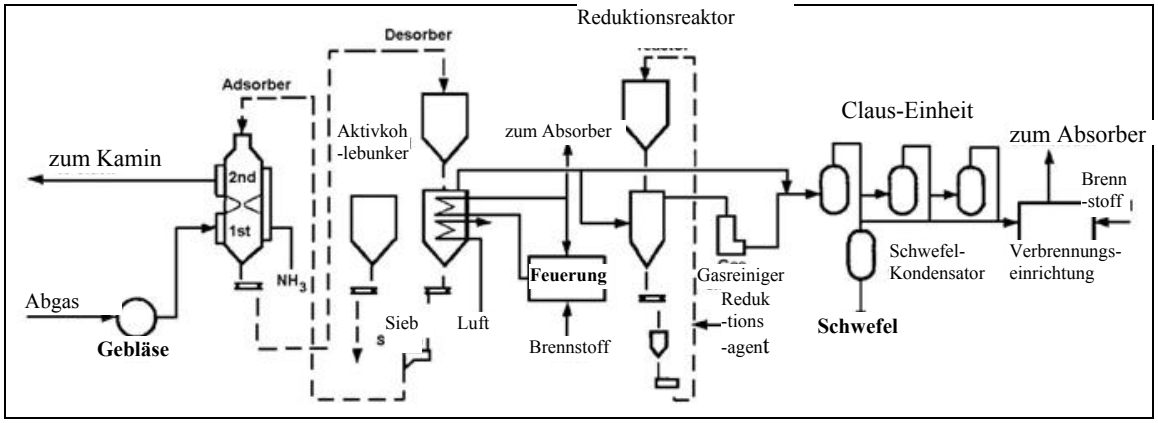


Abbildung 3.33: Das Aktivkohleverfahren
[33, Ciemat, 2000]

3.5.1.2 Das NOXSO-Verfahren

Mit dem NOXSO-Verfahren kann eine SO_2-Minderung von 97 % und NO_X-Minderung von 70 % erzielt werden. Das Abgas wird durch Quenchen mittels eines Wasserstrahls abgekühlt, der direkt in den Abgaskanal gesprüht wird. Nach dem Abkühlen wird das Abgas durch zwei parallele Wirbelschicht-Absorber geleitet, wo SO_2 und NO_X gleichzeitig durch das Sorptionsmittel entfernt werden.

Das Sorbens besteht aus Aluminiumkügelchen mit großem Oberflächeninhalt, die mit Natriumkarbonat imprägniert sind. Das gereinigte Abgas gelangt danach in den Schornstein. Das gebrauchte Sorbens wird zum Sorbenserhitzer geleitet, einem dreistufigen Wirbelschichtbett. Während des Aufheizens auf 600°C wird NO_X desorbiert und teilweise zersetzt. Die mit dem desorbierten NO_X angereicherte Heißluft wird zum Dampfkessel zurückgeführt, in dem das NO_X zu N_2 umgebildet wird und dabei in der reduzierenden Atmosphäre der Verbrennungskammer durch das Reagieren mit freien Radikalen entweder CO_2 oder H_2O freisetzt. Der Schwefel wird im Bewegtbettregenerator aus dem Sorbens wiedergewonnen, wo die Schwefelverbindungen des Sorbens (vor allem Natriumsulfat) mit Erdgas (Methan) unter hohen Temperaturen reagieren und ein Reichgas mit hoher Konzentration an SO_2 und Schwefelwasserstoff (H_2S) erzeugen. Ungefähr 20 % des Natriumsulfats (Na_2SO_4) werden zu Natriumsulfid (Na_2S) reduziert, das nachfolgend im Dampfbehandlungsreaktor hydrolysiert werden muss. Dem Regenerator nachgeschaltet folgt ein Bewegtbettreaktor mit Dampfbehandlung, und ein konzentrierter H_2S-Strom wird durch Reaktion des Dampfes mit Na_2S erzeugt. Das Reichgas aus dem Regenerator und der Dampfbehandlung werden in einer Claus-Anlage verarbeitet, und es entsteht elementarer Schwefel als verkaufsfähiges Nebenprodukt. Das Sorbens wird im Sorptionskühler abgekühlt und anschließend in den Adsorber zurückgeführt.

3.5.1.3 Andere Feststoffadsorptions- und Regenerationsverfahren

Andere Verfahren wie beispielsweise der Kupferoxid- und der Zinkoxidverfahren befinden sich noch in der Entwicklung und werden daher in diesem Teil des Dokuments nicht weiter abgehandelt.

3.5.2 Gas/Feststoff-Katalyse

Bei dieser Verfahrensart werden katalytische Reaktionen angewandt wie beispielsweise Oxidation, Hydrierung oder SCR. Als Nebenprodukt wird elementarer Schwefel zurückgewonnen. Eine Abwasseraufbereitung ist nicht erforderlich. Die Verfahren WSA-SNOX, DESONOX, SNRB, 'Parsons Flue-gas Clean-up' (FGC) und 'Lurgi Circulating Fluidised Bed' (CFB) gehören zu dieser Kategorie. Derzeit beginnt die kommerzielle Nutzung einiger dieser Verfahren.

3.5.2.1 WSA-SNOX-Verfahren

Zwei Katalysatoren scheiden in diesem Verfahren sequentiell NO_X durch SCR ab und oxidieren SO_2 zu SO_3, wobei letzteres als Schwefelsäure kondensiert und zum Kauf angeboten wird. Ungefähr 95 % der Schwefel- und Stickstoffoxide im Abgas können abgeschieden werden. In diesem Verfahren fallen weder Abwasser bzw. Abfallprodukte an noch werden dabei Chemikalien eingesetzt, mit Ausnahme von Ammoniak zur NO_X-Minderung. Abbildung 3.34 zeigt ein Flussdiagramm des WSA-SNOX-Verfahrenes in einem kohlebefeuerten 300 MW_e-Kraftwerk in Dänemark.

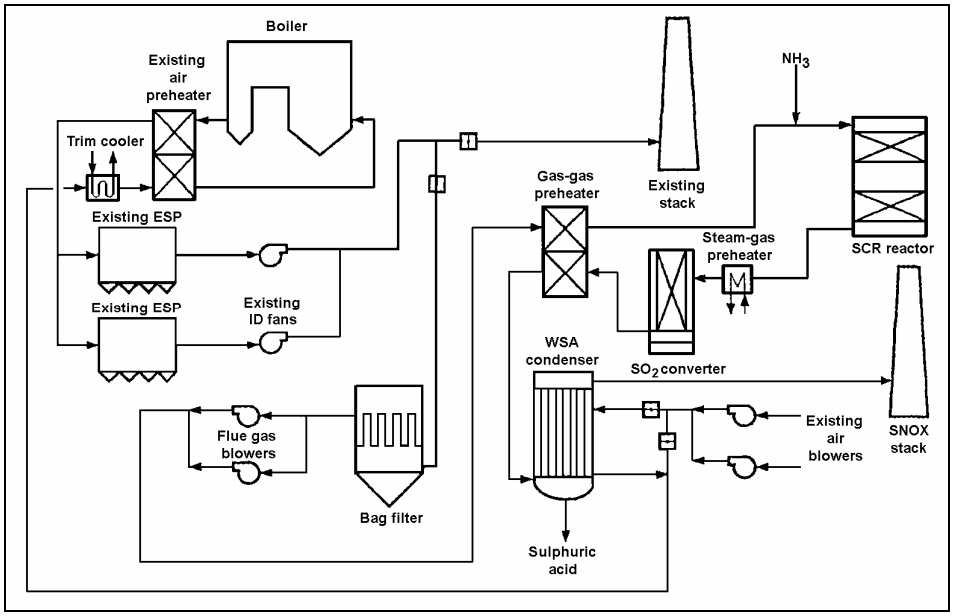


Abbildung 3.34: WSA-SNOX-Verfahren
[33, Ciemat, 2000]

Boiler	*Dampfkessel;*	*Existing stack*	*bestehender Schornstein;*
Existing air preheater	*bestehender LUVO;*	*Steam-gas preheater*	*Dampf-Gas-Vorwärmer;*
Trim cooler	*Trim-Kühler;*	*Sulphuric acid*	*Schwefelsäure;*
Existing ESP	*bestehender Elektrofilter;*	*WSA condenser*	*WSA-Kondensator;*
Existing ID fans	*bestehende ID-Ventilatoren;*	*SCR reactor*	*SCR-Reaktor;*
		SO2 converter	*SO2-Konverter;*
Gas-gas preheater	*Gas-Gas-Vorwärmer;*	*Existing air blowers*	*bestehende Luftgebläse;*
Bag filter	*Gewebefilter;*	*SNOX stack*	*SNOX-Schornstein.*
Flue gas blowers	*Abgas-Gebläse;*		

Das den Luftvorwärmer verlassende Abgas wird in einem Staubpartikelabscheider behandelt und passiert die kalte Seite eines Gas-Gas-Wärmeaustauschers, wobei die Gastemperatur auf über 370 °C ansteigt. Ein Gemisch aus Ammoniak und Luft wird dann dem Gas vor der SCR hinzugegeben, wobei Stickstoffoxide zu N_2 und Wasser reduziert werden.

Beim Verlassen des SCR wird die Temperatur des Abgases leicht korrigiert, danach gelangt es in den SO_2-Konverter, in dem SO_2 zu Schwefeltrioxid (SO_3) oxidiert. Das SO_3-befrachtete Gas passiert dann die warme Seite des Gas-Gas-Wärmeaustauschers, wo es abkühlt, während das ankommende Abgas erhitzt wird. Das verarbeitete Abgas erreicht dann einen Fallfilmkondensator (WSA-Kondensator) wo es aus der Gasphase weiter in Borosilikatglasröhren kondensiert, nachfolgend gesammelt, gekühlt und gelagert wird. Gekühlte Luft verlässt den WSA-Kondensator bei über 200°C und wird als Verbrennungsluft verwendet, nachdem sie mehr Wärme durch den Luftvorwärmer aufgenommen hat.

In diesem Verfahren ist es möglich, die thermische Energie von der SO_2-Umbildung, SO_3-Hydrolyse, Schwefelsäurekondensation und der DENOX-Reaktion wiederzugewinnen. Die wiedergewonnene Energie wird für verstärkte Dampfproduktion benutzt. Daher liegt die absolute Verringerung des Nettowirkungsgrads bei 0,2 % bei einer 300 MW_e-Anlage (Kohle mit 1,6 % Schwefelgehalt). Typischerweise bedeutet je ein Prozent Schwefel in der Kohle 1% zusätzliche Dampfproduktion. Wenn die Kohle 2-3 % Schwefel enthält, wird angenommen, dass die Dampfproduktion den Energieverbrauch im WSA-SNOX Verfahren kompensiert.

3.5.2.2 DESONOX-Verfahren

Im DESONOX-Verfahren (Abbildung 3.35) durchlaufen die Abgase zuerst einen Elektrofilter , um die Staubpartikel zu entfernen, darauf folgt die Ammoniak-Eindüsung und SCR. Die Gase werden danach durch Vorwärmen von Verbrennungsluft gekühlt, wobei das vollständig behandelte Abgas vor Ausgang in die Atmosphäre aufgewärmt wird. Die Temperatur des Abgases wird dadurch auf ungefähr 140 ºC verringert, wodurch die katalytische Oxidation von SO_2 zu SO_3 sowie die nachfolgende Kondensation als Schwefelsäure (70 %) ermöglicht wird. Der zuletzt genannte Schritt erfolgt in einem Säurerückführturm. Die Abgase werden abschließend durch einen nassarbeitenden Elektrofilter geleitet und vor dem Ausstoß wieder erhitzt.

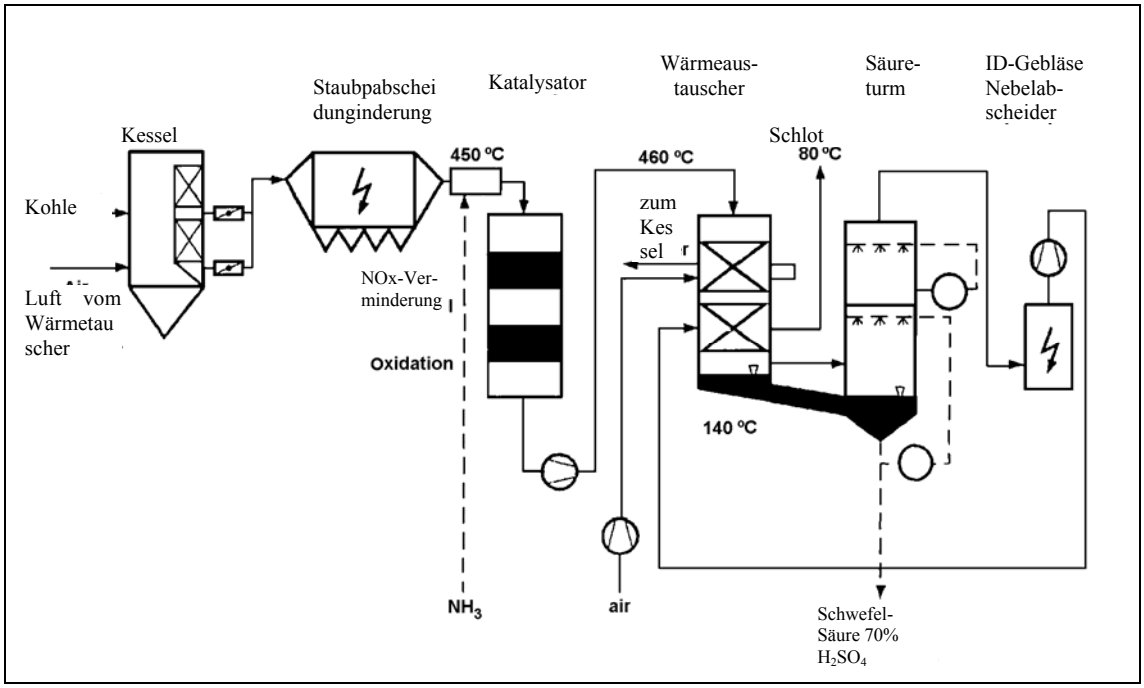


Abbildung 3.35: DESONOX-Verfahren
[33, Ciemat, 2000]

3.5.2.3 Das SNRB-Verfahren

Im SO_X-NO_X-ROX-Box-Verfahren (SNRB) wird ein trockenes Sorbens, z.B. Kalk oder Natriumbikarbonat, nach einer speziellen Filtervorrichtung in das Abgas eingesprüht. In diesem Verfahren wird das Abscheiden von SO_2, NO_X und Staub in einer Einheit kombiniert - ein katalytischer Hochtemperatur-Keramik- oder Gewebefilter. Das Verfahren erfordert einen geringeren Platzbedarf als die konventionelle Abgasreinigungstechnologie. Das SNRB-Verfahren dient dazu, bis zu 90 % des SO_2 und NO_X und mindesten 99 % des Staubes zu eliminieren, doch es liegen keine Informationen vor, ob dieses Verfahren tatsächlich bei Großfeuerungsanlagen Anwendung findet. Daher lassen sich keine Angaben über die allgemeine Leistungsfähigkeit des SNRB-Verfahrens machen.

3.5.2.4 Katalytische Gas/Feststoffverfahren in der Entwicklung

Andere derzeit noch in Entwicklung befindliche Verfahren sind das 'Parsons Flue-gas Clean-up'-Verfahren und das 'Lurgi CFB'-Verfahren. Diese Verfahren sind lediglich in Pilotanlagen installiert worden und werden daher nicht in diesem Teil des Dokuments dargestellt.

3.5.3 Elektronenstrahl-Bestrahlung

In diesem Verfahren wird das Abgas einem hochenergetischen Elektronenfluss mit Ammoniak zur Bildung von Staubpartikeln ausgesetzt (Ammoniaksulfat oder Nitrate), der mittels Elektro- oder Gewebefilter aufgefangen wird. Das Abgas passiert einen Sprühkühler und Wärmeaustauscher mit einem bestimmten Temperatur- (65-90 °C) und Feuchtigkeitsniveau. Im Elektronenstrahlreaktor wird das Abgas mit einem Strahl aus hochenergetischen Elektronen unter Vorhandensein einer fast stöchiometrischen Ammoniakmenge bestrahlt, die dem Abgas vor dem Reaktor zugeführt worden ist. Im Bestrahlungsbereich werden Stickstoff-, Sauerstoff- und Wasserverbindungen des Abgases durch hochenergetische Elektronen erregt und bildet Radikale und Ionen. Diese Verbindungen können Oxidationsreaktionen mit SO_2 und NO_X einleiten und entsprechend Schwefelsäure bzw. Salpetersäure bilden. Die Säuren werden durch Ammoniak neutralisiert. Ammoniaksalzpartikel werden anschließend mithilfe eines Staubpartikelfilters (PCD) aus dem Abgas entfernt. Dieses Nebenprodukt ist als Dünger für die Landwirtschaft vermarktungsfähig.

Die Verfahren unterscheiden sich durch die Methode, mit der das Abgas der Strahlungsflussenergie ausgesetzt wird, sowie durch die benutzte Ausrüstung zum Bilden und Sammeln der Staubpartikel. Dies ist ein kombiniertes SO_2/NO_X-Abscheidungsverfahren, wobei SO_2 and NO_X zu nützlichen Nebenprodukten, hingegen NO_X in anderen Verfahren zu N_2 und Wasser umgebildet werden. Diese Systeme sind bisher lediglich im Pilotmaßstab geprüft worden; daher lassen sich keine Angaben über ihre allgemeine Leistungsfähigkeit machen. Sie werden daher nicht in diesem Teil des Dokuments dargestellt

3.5.4 Alkali-Eindüsungstechnik

In diesem Verfahren werden ein oder mehrere trockene Sorbenzien wie beispielsweise Natriumbikarbonat in den Abgasstrom eingeblasen. Einige Tests haben den Nachweis für die mögliche Alkali-Eindüsung in die Feuerung, den Kanal oder den Trockensprühabsorptionsabscheider für die kombinierte SO_2/NO_X-Reduktion erbracht. Der Mechanismus, der das ermöglicht, ist nicht vollständig erforscht, doch kann dank dieser Verfahren der NO_X-Anfall wesentlich gemindert werden. Ein NO_x-Minderung bis zu 90 % ist erreicht worden, je nach den wirkenden Faktoren wie beispielsweise dem Verhältnis zwischen SO_2 und NO_X im Abgas, der Reaktionstemperatur, der Korngröße des Sorbens und der Verweilzeit. Ein Problem der Alkali-Eindüsung besteht darin, dass höhere NO_2-Konzentrationen zu einer bräunlich-organgefarbenen Abgasfärbung führen können. Da sich dieses Verfahren noch im Demonstrationsstadium befindet, wird er in diesem Dokument nicht weiter behandelt, und es können keine Angaben über die allgemeine Leistungsfähigkeit gemacht werden.

3.5.5 Nasswäsche mit Zusatzstoffen zur NO_X-Abscheidung

Diese Verfahren beruhen allgemein auf vorhandenen Nasswaschtechniken zum Eliminieren von SO_2 (Kalkstein oder Kalksuspension) unter Einsatz von Zusatzstoffen zum Abscheiden von NO_X. In Labortests und mittels Pilotanwendungen wurde der Nachweis erbracht, dass Zusatzstoffe wie Fe(II), EDTA und gelber Phosphor über unterschiedliche Wirkungsgrade der NO_X-Abscheidung verfügen. Kommerziell bedeutsam sind etwa 10 Anlagen, in denen kombinierte SO_2/NO_X-Nassabscheidungsverfahren angewandt werden, mit einer Anlagenleistung von 10000 bis 200000 m^3/Std. Bei diesen Verfahren wird ClO_2 oder O_3 als Oxydationsmittel verwendet, das dem Gas beigegeben wird, ehe es der Natrium-Nasswäsche unterzogen wird und 30-80% NO_X sowie über 90 % des SO_2 eliminiert werden. Zusätzlich wird über 95 % des Quecksilberanteils durch die Natriumwäsche beseitigt, indem NaClO als Zusatzmittel verwendet wird. Diese Verfahren sind wegen des hohen Kostenaufwandes für das Oxydationsmittel und der problematischen Entsorgung des nitrit- und nitrathaltigen Abwassers nicht zur Behandlung großer Gasmengen geeignet. Informationen darüber, ob dieses Verfahren tatsächlich bei einer Großfeuerungsanlage Anwendung findet, liegen nicht vor, daher lassen sich keine Angaben über die allgemeine Leistungsfähigkeit machen.

3.5.6 Allgemeine Leistungsdaten kombinierter Techniken zur SO_2- und NO_X-Minderung

Technik	Allgemeine SO_2/NO_X-Abscheiderate	Sonstige Leistungsparameter		Hinweise
		Parameter	Wert	
Aktivkohle-verfahren	98 %/60-80 %	Betriebstemperatur	90-150 ºC	• Das Aktivkohleverfahren besitzt auch ein beträchtliches Potential zum Eliminierung von SO_3- und toxischen Stoffen in der Luft wie z.B. Quecksilber und Dioxine • Abwasser wird nur im geringen Umfang beim Betrieb des Vorwäschers erzeugt. • Mehrere kommerzielle Systeme wurden vor allem in Japan installiert. • Im Verfahren können Abgase verschiedener Brennstoffarten wie z.B. Kohle und Öl gereinigt werden.
		Reagens	Aktivkohle/Ammoniak	
		Zuverlässigkeit	98 %	
		Andere entfernte Stoffe	HCl, HF, Dioxin	
		Energieverbrauch in % der elektrischen Leistung	1,2-3,3 %	
		Nebenprodukte	Elementarer Schwefel oder Schwefelsäure	
NOXSO-Verfahren	97 %/70 % (prognostiziert)	Reagens	Aluminiumkugeln, imprägniert mit Natriumkarbonat	• Der NOXSO-Verfahren befindet sich im Demonstrationsstadium und wird planmäßig in einem 108 MWe -Zyklonfeuerung in den USA im Rahmen des US DOE CCT-3-Programms getestet [33, Ciemat, 2000].
		Zuverlässigkeit		
		Energieverbrauch in % der elektrischen Leistung	4 %	
WSA-SNOX-Verfahren	95 %/95 %	Reagens	Ammoniak	• sehr geringe Staubpartikelemissionen (unter 5 mg/m^3).
		Zuverlässigkeit		
		Energieverbrauch in % der elektrischen Leistung	0,2 %	
DESONOX-Verfahren	95 %/95 %	Reagens	Ammoniak	• Abwasser wird unter Verwendung eines Nass-Elektrofilters zum Abscheiden von Schwefelsäureaerosolen erzeugt. • Theoretisch können Flüssigschwefel, Schwefelsäure und elementarer Schwefel erzeugt werden, aber bisher wurde in den betriebenen Anlagen lediglich Schwefelsäure erzeugt.
		Zuverlässigkeit	96-98 %	
		Energieverbrauch in % der elektrischen Leistung	2,0 %	

Tabelle 3.15: Allgemeine Leistungsdaten verschiedener Sorbenseindüsungstechniken zur Verminderung von Schwefeloxid/Stickstoffoxid-Emissionen

3.6 Techniken zur Verminderung von Metallemissionen (Schwermetalle)

Die in den meisten fossilen Brennstoffen gebundenen Metalle (die allgemein als Schwermetalle bezeichnet werden) werden im Verbrennungsprozess freigesetzt und können zusammen mit Staubpartikeln oder als Dämpfe in die Atmosphäre gelangen. Die am meisten zur Besorgnis erregenden Metalle bei der Nutzung fossiler Brennstoffe sind As, B, Cd, Cr, Cu, Hg, Mo, Ni, Pb, Se, V und Zn. Einige dieser metallischen Elemente sind sehr toxisch, insbesondere wenn sie in entsprechenden Mengen auftreten.

Metalle treten in mehreren Ausgangsströmen verteilt auf, insbesondere in Verbrennungsrückständen wie beispielsweise Flugasche, aber ebenso im Abgas, das in die nachgeschalteten Einrichtungen zur Emissionsminderung gelangt (Abbildung 3.36). Wegen der großen Brennstoffmengen, die bei der Energieerzeugung verbraucht werden, können in großem Maße potentiell gefährliche Metalle in die Umwelt entweichen. Die meisten metallischen Elemente sind mit Staubpartikeln verbunden. Flüchtige Elemente kondensieren vorzugsweise auf der Oberfläche kleinerer Staubpartikel im Abgas aufgrund der größeren Oberfläche. Hg ist ein hochtoxisches Metall, das sich durch die Abgasminderungsanlagen nicht auffangen lässt und in einigen mitverbrannten Abfällen in Kraftwerken, aber auch bei Kohlearten minderer Qualität auftritt. Hg wird großenteils gasförmig emittiert (siehe Abbildung 3.36).

Das adäquate Verfahren, um Daten über Emissionswerte und das Verhalten von Schwermetallen während der Verbrennungsprozesses und der Abgasreinigung zu erfassen, besteht darin, eine Massenbilanz für die gesamte betrachtete Feuerungsanlage zu bestimmen (Abbildung 3.36). Bei verschiedenen mit Steinkohle und braunkohlebefeuerten Großfeuerungsanlagen wurden Untersuchungen zur Schwermetall-Massenbilanz durchgeführt [127, Clarke und Sloss, 1992], [129, Maier, et al., 1992], [130, Rentz, et al., 1996], [131, Rentz and Martel, 1998].

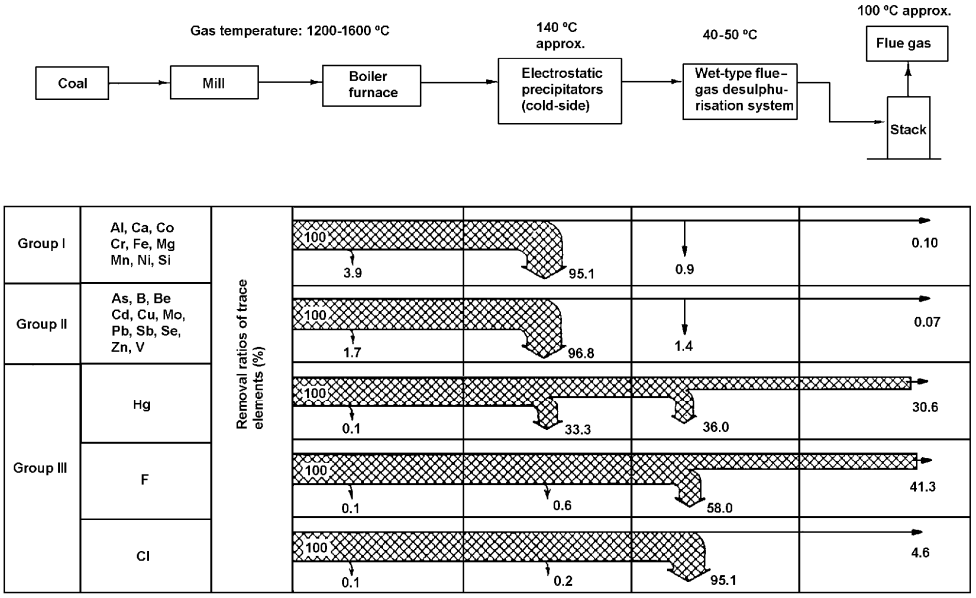


Abbildung 3.36: Massenbilanz von Schwermetallen, Fluoriden und Chlorid in kohlebefeuerten Verbrennungsanlagen

Gas temperature:	*Gastemperatur;*	*Wet-type flue gas desulpurisation system:*	*Nasses Abgas-Entschwefelungssystem;*
approx:	*ca.;*	*Flue gas:*	*Abgas;*
Flue gas:	*Abgas;*	*Stack:*	*Kamin;*
Coal:	*Kohle;*	*Group:*	*Gruppe;*
Mill:	*Mühle;*	*Removal ratios of trace elements:*	*Verhältnis des Entfernens von Spuren-elementen*
Boiler surface:	*Dampfkesseloberfläche;*		
Electrostatic precipitator:	*Elektrofilter (cold side) (auf der kalten Seite);*		

Da sich die leicht flüchtigen Metallelemente an Feinstaubpartikeln, die aus der Feuerung ausgetragen werden, anreichern, hängt die Emission dieser Elemente mehr vom Wirkungsgrad des Gasreinigungssystems ab als von der Verbrennungsmethode.

Es wurden verschiedene Minderungstechnologien entwickelt, die theoretisch in der Lage sind, große Teile gewisser Metalle aus dem Abgas zu eliminieren. Diese Technologien lassen sich allgemein in zwei Kategorien untergliedern:

- allgemein geeignete Techniken zum Abscheiden von Staubpartikeln, SO_x oder NO_X
- explizit zur Eliminierung von Spurenelementen im Abgas entwickelte Techniken

3.6.1 Minderung von Quecksilberemissionen (Hg)

3.6.1.1 Primärmaßnahmen zur Verminderung des Hg-Anteils in festen Brennstoffen

Brennstoffreinigung (insbesondere das Reinigen von Kohle) ist eine Option zur Eliminierung von Quecksilber aus dem Brennstoff vor der Verbrennung. Daher gibt es viele Arten von Reinigungsverfahren, die alle auf dem Prinzip beruhen, dass Kohle eine geringere Dichte besitzt als pyritischer Schwefel, Felsgestein, Lehm oder sonstige Asche erzeugende Verunreinigungen, die damit vermischt oder darin eingebettet sind. Mechanische Vorrichtungen unter Verwendung von pulsierendem Wasser- oder Luftströmen können physische Schichtenbildung bewirken und Verunreinigungen beseitigen. Zentrifugalkräfte werden mitunter mit Wasser- und Luftströmen kombiniert verwendet, um das weitere Abscheiden von Verunreinigungen aus der Kohle zu befördern. Ein weiteres Verfahren ist das Trennverfahren unter Anwendung von Schwerflüssigkeit, wobei schwere Flüssigkeitslösungen benutzt werden, die gewöhnlich Magnetit enthalten (fein gemahlene Eisenoxidpartikel), um Verunreinigungen von Kohle zu trennen. Kohlestücke geringerer Größe werden manchmal mittels Schaumflotation gereinigt. Diese Technik unterscheidet sich von den anderen, da sie weniger auf Schwerkraftwirkung beruht, sondern mehr auf chemischer Abscheidung [168, US EPA, 1997].

3.6.1.2 Abgasreinigungstechnologien zur Verminderung von Quecksilberemissionen

Die meisten Metalle weisen einen ausreichend niedrigen Dampfdruck bei den typischen Betriebstemperaturen der Emmissionsminderungseinrichtungen auf, so dass die Kondensation auf der Staubpartikeloberfläche möglich ist. Quecksilber hat jedoch einen hohen Dampfdruck bei den typischen Betriebstemperaturen der Emmissionsminderungseinrichtungen, und die Abscheidung durch Einrichtungen zur Staubabscheidung ist stark unterschiedlich. Zu den wichtigsten Faktoren, welche die Quecksilberminderung bei Kesselfeuerungen von Versorgungsunternehmen beeinflussen, zählen das Abgasvolumen, die Abgastemperatur, der Chloridgehalt, die Quecksilberkonzentration und die chemische Form des emittierten Quecksilbers. Die Quecksilberverbindungen, die aus Kesselfeuerungen von Versorgungsunternehmen emittiert werden, variieren beträchtlich zwischen den einzelnen Anlagen. Die Abscheidungseffektivität hängt von den vorhandenen Quecksilberverbindungen ab.

Faktoren zur verstärkten Quecksilberminderung sind niedrige Temperaturen im Abscheidungssystem (unter 150 ºC), das Vorhandensein eines effizienten Quecksilbersorbens und die Anwendung eines Verfahrens zur Sorbensabscheidung. Allgemein verstärken hohe Kohlenstoffanteile in der Flugasche die Quecksilbersorption bei Stäuben, die nachfolgend durch eine Einrichtung zur Staubminderung abgeschieden werden. Zusätzlich kann das Vorhandensein von Chlorwasserstoff (HCl) im Abgasstrom zur Bildung von Quecksilberchlorid führen, das problemlos von kohlenstoffhaltigen Stäuben adsorbiert wird. Umgekehrt kann Schwefeldioxid (SO_2) im Abgas als Reduktionsmittel fungierten, um oxidiertes Quecksilber zu elementarem Quecksilber umzubilden, das sich schwieriger auffangen lässt.

Techniken zur Verminderung von anderen Schadstoffen als Quecksilber (z.B. saure Gase und Staubpartikel) unterscheiden sich in ihrer Fähigkeit zur Eliminierung von Quecksilber, aber allgemein lassen sich Verminderungen von höchstens 50 % erreichen (mit Ausnahme eines hohen Abscheidungsgrads von Quecksilberchlorid durch Nasswäscher).

Aktivkohlefilterschichten sind in Deutschland erfolgreich zur Quecksilberminderung bei Kesselfeuerungen von Versorgungsunternehmen und kommunalen Müllverbrennungsanlagen getestet worden. Das Einsprühen von Aktivkohle in das Abgas wurde bei einer Großfeuerungsanlage zur Mitverbrennung von Klärschlamm

angewandt, wobei Quecksilberreduktionen von mindestens 85 Prozent erzielt wurden. Durch Zugabe von Aktivkohle zum Abgas zur Quecksilberminderung erhöht sich die Staubmenge, die zu entsorgen ist [168, US EPA, 1997].

3.6.2 Verminderung von Metallemissionen in Staubabscheidern

Elektrofilter und Gewebefilter werden allgemein benutzt, um Staubpartikel aus dem Abgas abzuscheiden, die in Feuerungsanlagen beim Verbrennen fester oder flüssiger Brennstoffe erzeugt werden. Diese Systeme können mit einem Gesamtwirkungsgrad von >99,9 % betrieben werden. Allerdings ist der Abscheidegrad im Bereich kleinerer Staubpartikel allgemein geringer, also in der Größenordnung, bei der man mit Metallelementen angereicherte Stäube vorfinden könnte.

Gewebefilter weisen einen ähnlichen Gesamtwirkungsgrad der Staubabscheidung auf wie die Elektrofilter (d.h. über 99,9 %), sind jedoch besser in Bezug auf die Verminderung von Feinstaub, aber weniger empfindlich hinsichtlich der Staubbeladung und der Flugascheeigenschaften. Die Abscheideleistung kann durch eine Abgaskonditionierung mittels Eintrag von geringer Mengen von Zusatzstoffen in das Abgas vor den Filtern weiter erhöht werden.

Einige Elemente können in der Gasphase verbleiben, bis sich die Abgase soweit abgekühlt haben, dass die Kondensation einsetzt. Bis zum Zeitpunkt, an dem das Abgas den Gewebefilter erreicht, ist es genügend abgekühlt, sodass eine gewisse Kondensation des Quecksilbers (Hg) erfolgt, ähnlich wie im kaltseitigen Elektrofilter-Bereich. Einige Berechnungen zeigen, dass eine durchschnittliche Hg-Abscheideleistung von etwa 40 % bei Kraftwerken erzielt werden kann, die über Gewebefilter verfügen. Die Hg-Abscheideleistung hängt stark von den Brennstoffeigenschaften ab (z.B. Cl).

3.6.3 Verminderung von Metallemissionen in Abgasentschwefelungseinrichtungen

Nasswäscher-REA-Anlagen sind ein wirksames Verfahren zur Emissionsminderung bei gewissen Metallen. Die Ursache dafür ist vor allem die auf etwa 50-60°C reduzierte Temperatur des Abgases, das durch den Absorber geleitet wird, wodurch viele der leichter flüchtigen Metalle aus der Dampfphase kondensieren und aus dem Abgas eliminiert werden können. Die kondensierten Metalle werden danach hauptsächlich in das Abwasser der REA-Anlage ausgetragen.

Verschiedene Studien haben einen Abscheidegradung aus dem Abgas von 30-50% für Hg und 60-75 % für Se ergeben. Der in einigen Anlagen benutzte Kalk kann jedoch eine wichtige Quelle für As, Cd, Pb und Zn sein, und daher kann sich die Konzentration dieser Elemente nach der REA-Anlage sogar erhöhen. Emissionen aus Waschanlagen hängen vom spezifischen Verfahren und den jeweiligen Betriebsbedingungen ab.

Eine durchschnittliche Hg-Abscheideleistung von 96,6 % wurde beispielsweise durch Zugabe von Natriumhypochlorid-Zusatzstoffen zum Abgas einer Abfallverbrennungsanlage in Japan erzielt. Natriumhypochlorid stabilisiert Hg im Abgas und gestattet, es im Waschwasser aufzufangen. Das Quecksilber kann dann aus dem Abwasserfluss durch Reduktion, Verflüchtigung, Kondensation und Hg-Abscheidung entfernt werden.

Der gesamte Abscheidegrad von Hg in verschiedenen **Sprühtrockenanlagen** liegt zwischen ca. 35-85 %. Solche Anlagen, die mit einem dem Sprühabsorptionsabscheider vorgeschalteten Staubabscheider ausgestattet sind, haben einen hohen Metallabscheidegrad, weil ein großer Teil dieser Elemente (einschließlich flüchtiger Verbindungen) vor der REA-Anlage eliminiert wird. Den höchsten Wirkungsgrad der Staubabscheidung, vor allem Feinstaub, wird bei Sprühtrockensystemen mit nachgeschalteten Gewebefiltern erzielt. Diese Systeme bieten erwartungsgemäß auch den höchsten Wirkungsgrad der Metallabscheidung. Die Anlagen, die mit Staubabscheidungsanlagen vor dem Sprühabsorptionsabscheider versehen sind, wiesen vor dem Eingang in die REA-Anlage einen Hg-Abscheidungsgrad von 70% auf.

Die Aktivkohletechnik wird in den USA angewandt, um die Hg-Abscheideleistung von bei Anlagen mit Sprühabsorptionsabscheidern und Elektrofiltern zu erhöhen. Tests zeigen eine Erhöhung der Hg-Abscheideleistung von 27-78 % bei einer Ausgangstemperatur von 140 C und von 66-86 % bei einer Ausgangstemperatur von 110 °C. Ähnliche Verbesserungen wurden auch bei Anlagen mit Sprühabsorptionsabscheidern und Gewebefiltern festgestellt, mit einer Erhöhung der Hg-Abscheidung von 69 %

ohne Zusatzstoffe auf 91-95 % mit Zusatzstoffen. Diese Technologie wird derzeit bei einer Müllverbrennungsanlage in der Schweiz eingesetzt.

Auch ist es möglich, Hg-Emissionen mithilfe von Zusatzstoffen in anderen REA-Systemen zu mindern wie z.B. bei Trockenentschwefelungsverfahren. Als Zusatzstoff kann beispielsweise Sorbalit benutzt werden. Hierbei handelt es sich um ein Sorbens bestehend aus Kalziumhydroxid und verschiedenen organischen und anorganischen Bestandteilen

3.6.4 Verminderung von Metallmissionen in NO_X-Abscheideeinrichtungen

Low-NOx-Brenner scheinen das Verhalten von Metallen während des Verbrennungsprozesses nicht zu beeinflussen. Metallemissionen können bei selektiven katalytischen Reinigungssystemen (SCR) zunehmen, bei denen Chemikalien dem Abgas zugegeben werden. Die meisten NO_X-Minderungssysteme scheinen jedoch Metallemissionen weder zu vermindern noch zu erhöhen.

3.6.5 Minderung von Metallemissionen durch für Metallabscheidung ausgelegte Einrichtungen

Einige Verfahren wurden speziell dafür entwickelt, bestimmte Metalle aus Abgasströmen zu entfernen, meist um die Emissionen von Hg und anderen toxischen Metallen (beispielsweise As, Cd und Pb) aus Müllverbrennungsanlagen zu vermindern. Diese Anlagen enthalten Selenfilter, Aktivkohlefilter und verschiedene Sorbenzien. Auf sie wird in diesem Kapitel nur kurz eingegangen.

Verschieden Sorbenzien wie beispielsweise Silizium, Bauxit (Aluminium), Kaolin, Emathlite und Kalk wurden auf ihre Fähigkeit untersucht, Metalle aus dem Abgas zu entfernen. Eine ausführliche Übersicht dazu sowie anderer möglicher Sorbenzien kann aus [33, Ciemat, 2000] ersehen werden, es ist jedoch zu beachten, dass einige der Verfahren nur geringen praktischen Nutzeffekt bei Großfeuerungsanlagen haben wegen niedriger Betriebstemperaturen, schädlicher Sekundärauswirkungen und hoher Kosten einiger Sorbenzien.

Aktivkohle- oder Koksfilteranlagen wurden entwickelt zum Abscheiden von Metallen wie Cd, Hg und Pb aus Abgasen. Informationen über einen Braunkohlekoksfilter und eine Katalysatoranlage, die neben der Abscheidung saurer Komponenten auch Metallelemente adsorbiert sind in (33, Ciemat, 2000) zu finden. Die durchgeführten Tests an einer Pilotanlage, die in einer kommunalen Müllverbrennungsanlage installiert war, zeigen, dass im wesentlichen der gesamte Hg-Gehalt durch das Braunkohlekoksmaterial aus dem Abgas abgeschieden wurde.

Experimentelle Tests zeigen, dass eine Verminderung der Konzentration von metallischem Hg erreicht wird, wenn Aktivkohle dem Abgassstrom zugeführt wird. Die in einem nachgeschalteten Gewebefilter aufgefangene Aktivkohle enthielt 40-60 ppm Hg, das sind etwa 13-20 % des im Abgas enthaltenen Quecksilbers.

Unter Verwendung von Füllkörperbetten wurde das Abscheiden von Hg-Dampf aus Abgasen mittels **schwefelimprägnierten Adsorbenzien** untersucht. Die experimentellen Ergebnisse zeigten, dass das Imprägnieren von aktivem Aluminium und Zeolit mit Schwefel die Adsorptionsfähigkeit um mehrere Größenordnungen verbessert. Obgleich die Sorbenzien über eine hohe Hg-Adsorptionsfähigkeit verfügen, können sie nicht den gesamten Hg-Gehalt eliminieren (da sie bereits am Ausgang eine höhere Konzentration als Null bezüglich der Gase aufweisen, die die Filter passieren, auch zu Beginn des Gasdurchgangs). Sehr niedrige Hg-Konzentrationen in den Abgasen können mithilfe eines Bettes aus mit Schwefel imprägnierten aktiven Aluminium- und Zeolithadsorbenzien erreicht werden, gefolgt von einem zweiten Füllkörperbett aus mit Schwefel imprägnierten Aktivkohleadsorbenzien.

Es steht ein Verfahren für die Hg-Abscheidung zur Verfügung, das einen mit **Selen imprägnierten Filter** besitzt, der an dem den Wäschern nachgeschalteten Abgaskanal nachgerüstet werden kann. Die Wirkungsweise des Filters beruht auf einer starken Affinität von Hg mit Se, welche zur Bildung von Quecksilberselenid (HgSe) führt, einer äußerst stabilen Verbindung. Gebrauchte Filter werden zur Regenerierung dem Hersteller zurückgegeben.

Zukünftig könnten diese neuen Verfahren zur Abscheidung von Metallelementen ein wichtige Methode zur Verminderung von Metallemissionen sein. Gegenwärtig haben die meisten Verfahren noch kein kommerzielles Stadium erreicht oder scheinen besser für die Emissionsminderung bei Müllverbrennungsanlagen geeignet zu sein. Zusätzliche Forschung ist notwendig, um den Einsatz solcher Anlagen in Großfeuerungsanlagen zu bewerten.

3.7 Techniken zur Emissionsminderung von CO und unverbrannten Kohlenwasserstoffen

Die Emissionen der in zwei Hauptgruppen unterteilten unverbrannten Gase Kohlenmonoxid (CO) und Kohlenwasserstoffe (C_xH_y) können durch hochentwickelte Verbrennungstechniken gemindert werden. Emissionen von CO und unverbrannten Kohlenwasserstoffen sind das Ergebnis unvollständiger Verbrennung und können durch zu geringe Verbrennungstemperaturen, zu kurze Verweilzeit im Verbrennungsraum oder durch uneffektives Vermischen von Brennstoff und Verbrennungsluft verursacht werden, wodurch stellenweise ein Sauerstoffmangel entsteht.

Kohlenmonoxid ist das wichtigste unverbrannte Gas. Es ist eine stabile Verbindung, sogar bei hohen Temperaturen, falls kein Sauerstoff vorhanden ist. Kohlenwasserstoffe dagegen können sich bei hohen Temperaturen zersetzen und in einer sauerstoffarmen Atmosphäre Ruß bilden. Allgemein ist zu konstatieren, dass Emissionen unverbrannter Kohlenwasserstoffe entstehen können, wenn niedrige Temperaturen in der Verbrennungszone und eine ungenügende Vermischung aus Brennstoff und Luft zusammentreffen. Diese Bedingungen treten allerdings selten bei modernen Großfeuerungsanlagen auf.

Allgemein können CO-Emissionen unter 50 mg/Nm^3 gehalten werden, sofern die Verbrennung gut gesteuert wird. Kohlenwasserstoffemissionen in modernen Kraftwerksfeuerungen sind vernachlässigbar gering und liegen i.d.R. unter 5 mg/Nm^3. Die spezifischen Techniken und Daten für Emissionen aus Gasturbinen und Verbrennungsmotoren werden in den jeweiligen Spezialkapiteln über Brennstoffe beschrieben (flüssige/gasförmige).

Die Emission unverbrannter Gase wird durch mehrere Parameter beeinflusst. Typischer Weise sind die Emissionen von unverbrannten Gasen am höchsten, wenn Probleme mit der Steuerung des Brennstoff/Luft-Verhältnisses in der Feuerung bestehen oder wenn die Brennstoffqualität nicht homogen ist (wie das bei Müll und Biomasse der Fall ist). Bei Kohlearten mit geringer Reaktivität und flüchtigen Anteilen (Anthrazit) besteht die Tendenz zu verstärkter Emission unverbrannter Gase. Höhere Emissionen können auch die Folge von niedrigen Verbrennungstemperaturen sein, die durch minderwertigen Brennstoff, partielle Belastung oder durch Fehlfunktion des Brenners verursacht werden.

Einige Maßnahmen zur Verminderung von NO_X-Emissionen wie beispielsweise Feuerung mit weniger Überschussluft oder strikter Luftstufung können den Ausstoß unverbrannter Gase erhöhen. In diesen Fällen muss betont werden, dass ein effizientes Gemisch aus Luft und Brennstoff im Feuerungssystem wichtig ist. NO_X-Minderung auf Basis des SNCR-Verfahrens kann auch höhere CO-Emissionen bewirken. CO-Emissionen lassen sich verringern, indem die Zugabe von Kalkstein bei Wirbelschichtfeuerungen verstärkt wird.

Ähnlich wie bei den Kosten der NO_X-Minderung ist es unmöglich, die Kosten dieser Maßnahmen von den Gesamtinvestitionen zu trennen. Falls es Probleme mit unverbrannten Gasen in einem bestehenden Kraftwerk gibt, muss der Fall getrennt bewertet werden, und die möglichen Ausgaben sind klar in einer Machbarkeitseinschätzung aufzuzeigen.

3.8 Techniken zur Verminderung von Halogenemissionen

Natürliche Quellen, insbesondere das Meer, sind die hauptsächliche Emissionsquelle von Chlor, Brom und Jod in die Atmosphäre. Menschliche Aktivitäten, vor allem industrielle Quellen wie z.B. die Aluminiumproduktion, sind die hauptsächliche globale Quelle von Fluoremissionen. In vielen Ländern ist die Verbrennung fossiler Brennstoffe die größte Quelle für Chlor (als HCl) durch menschliche Aktivitäten und kann auch eine vorrangige Quelle für Fluor (als HF) sein. Halogenemissionen aus Feuerungsanlagen erscheinen in Form von hochlöslichen sauren Gasen, die zu saurem Regen beitragen können.

Die Emission von Halogenen hängt von einer Reihe Faktoren ab - vom anfänglichen Halogengehalt des Brennstoffs und der Form, in der er vorhanden ist, den Feuerungsbedingungen (Temperatur, Verweilzeit usw.) und von der Anwendung verschiedener Schadstoffminderungstechnologien. Diese Technologien und Verfahren, die z.B. zur SO_X-Emissionsminderung dienen sollen wie beispielsweise mittels Kalksteinzusatz zum Kessel und REA, können besonders wirksam bei der Verminderung von Emissionen der sauren Halogengase sein. Bei rotierenden Gaswärmeaustauschern strömt bis zu ~50 % des HF an den REA-Einrichtungen vorbei.

In diesem Kapitel wird der Wirkungsgrad der Halogenabscheidung bei verschiedenen Technologien der Schadstoffminderung behandelt, die meistens in GFA installiert sind (d.h. Staubpartikel- und Schwefelminderungseinrichtungen).

3.8.1 Verminderung von Halogenemissionen in Staub-Abscheidern

In Bezug auf das Abscheiden von Halogenen mithilfe von Elektrofiltern und Schlauchfiltern (Gewebefilter) gibt es nur sehr wenige Informationen. Unter Berücksichtigung der Natur von Gasen jedoch ist es beim Fehlen eines Sorbenz wahrscheinlich, dass sie geringe oder keine Wirkung ausüben. Der Zusatz eines Sorbens wie beispielsweise Kalk in der Verbrennungszone kann dazu führen, dass Halogene an oder in Staubpartikeln gefangen werden, die mithilfe von Filteranlagen abgeschieden werden. Bei Eindüsung von trocknen Sorbenzien in den Verbrennungsraum, ist die HCl-Abscheidung begrenzt, weil bei der SO_2-Abscheidung das HCl bei hohen Temperaturen aus dem Sorbens freigesetzt wird.

3.8.2 Verminderung von Halogenemissionen in Abgasentschwefelungseinrichtungen

In nassen REA-Anlagen werden Abgase anfangs in einem Vorwäscher gewaschen, wodurch die mögliche Bildung von Chloriden in der REA-Absorber-Zirkulation gestoppt wird. Im Vorwäscher wird die meiste Flugasche und werden die meisten löslichen Gase wie beispielsweise HCl und HF gesammelt, und das Abwasser wird einer Wasseraufbereitungsanlage zugeführt.

Die tatsächliche Abscheidungsleistung der Halogenemissionen aus Feuerungsanlagen, mit Nass-REA-Verfahren,variiert stark. Der Wirkungsgrad der Chlor- (HCl)-Abscheidung liegt zwischen 87 und 97 %, Fluor (HF) zwischen 43 und 97 %, Brom zwischen 85 und 96 % und Jod zwischen 41 und 97 %.

Ein allgemeines trocknes REA-Verfahren für Kesselfeuerungen sowohl von Versorgungs- als auch Industrieunternehmen ist der Sprühtrockner. Das Abgas kommt mit zerstäubter Kalksuspension oder Natriumkarbonatlösung in Kontakt. Die heißen Abgase trocknen die Tröpfchen und scheiden die gelösten Chemikalien ab, die dann zusammen mit der verbliebenen Flugasche im Dampfkessel in eine Schlauchfilteranlage oder einem Elektrofilter aufgefangen werden. Gemäß [33, Ciemat, 2000] entspricht der Wirkungsgrad der Chlor- und Fluorabscheidung der trocknen REA dem der nassen REA.

3.8.3 Verminderung von Halogenemissionen in NOx-Abscheideeinrichtungen

Die SCR-Technik und die SNCR-Technik dienen zur Verminderung von NO_X im Abgas. Bei der SNCR-Technik kann das zur Reduktion von NO_X benutzte Ammoniak mit HCl in der Flugasche reagieren um Ammoniumchlorid zu bilden. Es kann davon ausgegangen werden, dass, falls ein Elektrofilter oder andere Staubminderungstechniken angewandt werden, dass Ammoniak noch mit HCl im Abgas reagieren kann, obwohl dadurch effektiv der Säuregrad von HCl neutralisiert wird. Ammoniumchlorid in Abgasfahnen können zu problematischen sichtbaren Abgasfahnen führen.

3.9 Verminderung von Treibhausgasemissionen aus Großfeuerungsanlagen

In den vergangenen Jahren wurden verschiedene Verfahren, Prozesse und Technologien zur Verminderung von Treibhausgasemissionen aus fossilbefeuerten Anlagen diskutiert, insbesondere für die Verminderung von CO_2-Emissionen. In diesem Kapitel werden in knapper Form die verfügbaren Maßnahmen geprüft und diejenigen festgestellt, die derzeit in konventionellen Kraftwerksanlagen verwendet werden können. Es gibt zwei Hauptoptionen zur Verminderung von Treibhausgasemissionen aus Großfeuerungsanlagen. Die erste Option besteht darin, CO_2-Emissionen zu vermeiden, indem der Wirkungsgrad eines Feuerungsprozesses, die Energienutzung und die Energieeinsparung verbessert werden. Als zweite Option gibt es die CO_2-Emissionsminderung mithilfe von Abgasabscheidung und -ablagerung, die am Anfang ihrer Entwicklung steht und noch nicht in GFA zur Anwendung gekommen ist.

3.9.1 Verminderung von Kohlenstoffdioxidemissionen durch erhöhten thermischen Wirkungsgrad

Technologien zur Verbesserung der thermischen Effizienz einer Feuerungsanlage werden momentan aus wirtschaftlichen Erwägungen und Gründen des Umweltschutzes entwickelt, einschließlich solcher zur Verminderung der Treibhausgasemissionen. Das schließt auch Verbesserungen bei den konventionellen Technologien zur Energieerzeugung sowie fortschrittlichere und neuartige Technologien wie beispielsweise Gas- und Dampfturbinen-Kraftwerke (GuD) mit ein. Als Ergebnis des technologischen Fortschritts wurde eine stetige Verbesserung des Wirkungsgrads der Technologien zur Energieerzeugung erreicht wie Abbildung 3.37 zeigt.

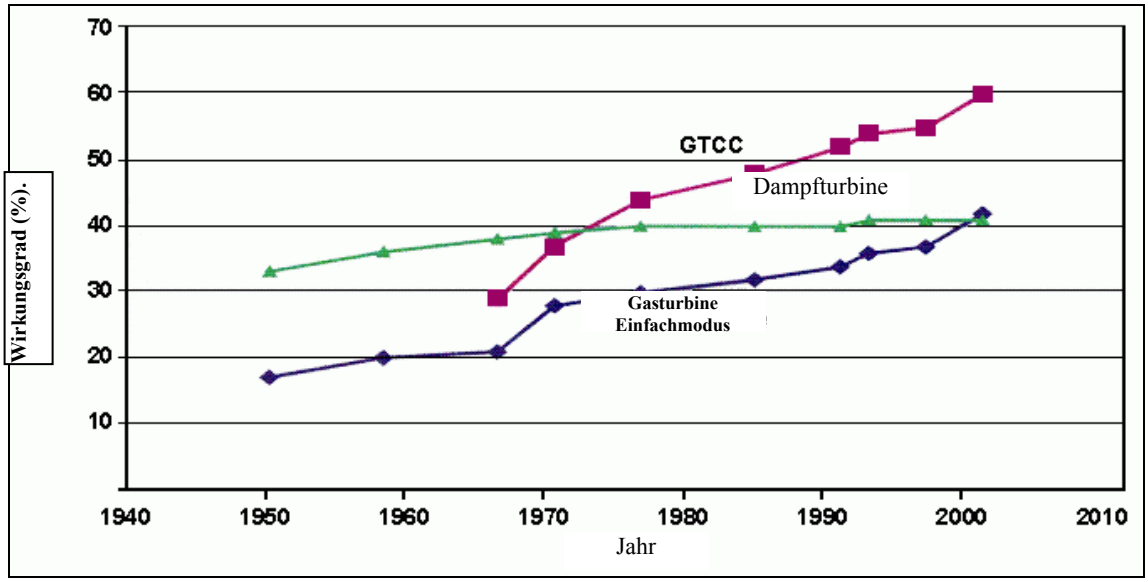


Abbildung 3.37: Verbesserung des Wirkungsgrads von Energieerzeugungstechnologien seit 50 Jahren [105, Steen, 2001]

Die Beziehung zwischen dem Wirkungsgrad und dem CO_2-Ausstoß bei verschiedenen Stromerzeugungsanlagen wird in der Abbildung 3.38 dargestellt. Die vertikalen Punkte der Kurven entsprechen den unterschiedlichen, in Großfeuerungsanlagen angewandten Brennstoffen und spiegeln deren Kohlenstoffgehalt wider. Aus der Neigung der Tangente zu den Kurven ist die Reduzierung des CO_2-Ausstoßes pro Wirkungsgradzunahme ersichtlich. Als allgemeine Regel gilt, dass ein Anstieg des Wirkungsgrads von 40 auf 41 % eines gasbefeuerten Kraftwerks die CO_2-Emissionen um 2,5 % mindert. Bei einer 500 MW-Anlage mit einem Lastfaktor von 85 % bedeutet das wiederum einer Verminderung der CO_2-Emissionen von 37000 t/Jahr[4].

[4] 500 MW x (0.85 x 365 x 24h/yr) x 400 kg/MWh x 2.5 % = 3.7 10^7 kg/yr.

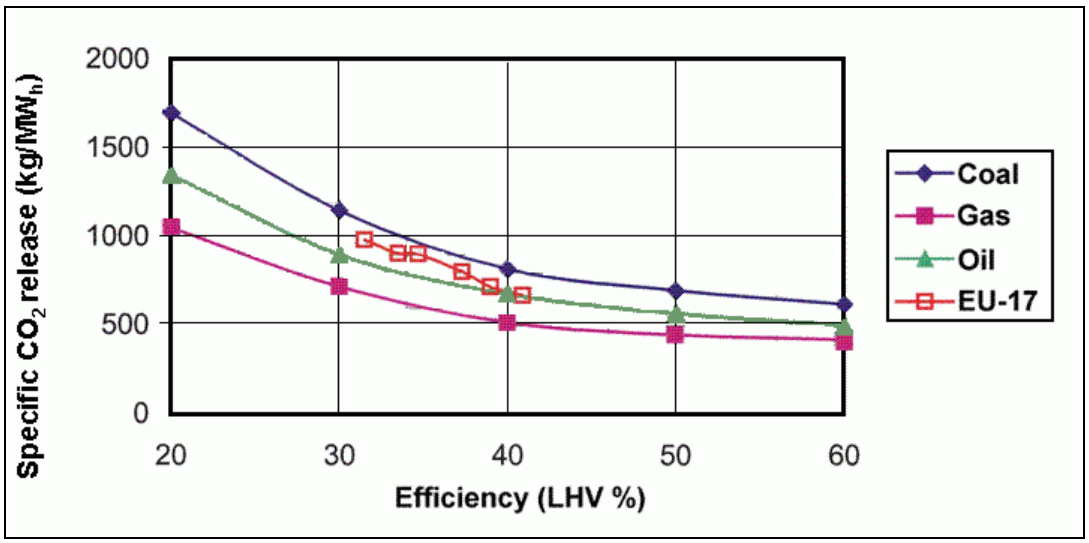


Abbildung 3.38: CO_2-Ausstoß im Vergleich zum Wirkungsgrad [105, Steen, 2001]

Efficiency:	*Wirkungsgrad;*	*Coal:*	*Kohle;*
Specific CO_2 release:	*spezifische CO_2-Emission;*	*Oil:*	*Öl*

Abbildung 3.38 verdeutlicht die Tendenzen bei den gesamten CO_2-Emissionen und den durchschnittlichen Wirkungsgraden zur thermischen Energieerzeugung in EU-17 (EU-15 + Norwegen und Schweiz) im Zeitraum von 1970-1996 (Messdaten) und Prognosen für den Zeitraum 2000-2010 (letzte zwei Punkte). Die Daten zeigen eindeutig, dass die CO_2-Emissionen gesenkt wurden, während der Wirkungsgrad der Wärmeenergieerzeugung gestiegen ist.

Die Abhängigkeit des thermischen Wirkungsgrads von der Kraftwerksanlagengröße wird in Abbildung 3.39 dargestellt und legt nahe, dass CO_2-Emissionen nicht von der Anlagengröße abhängig sind.

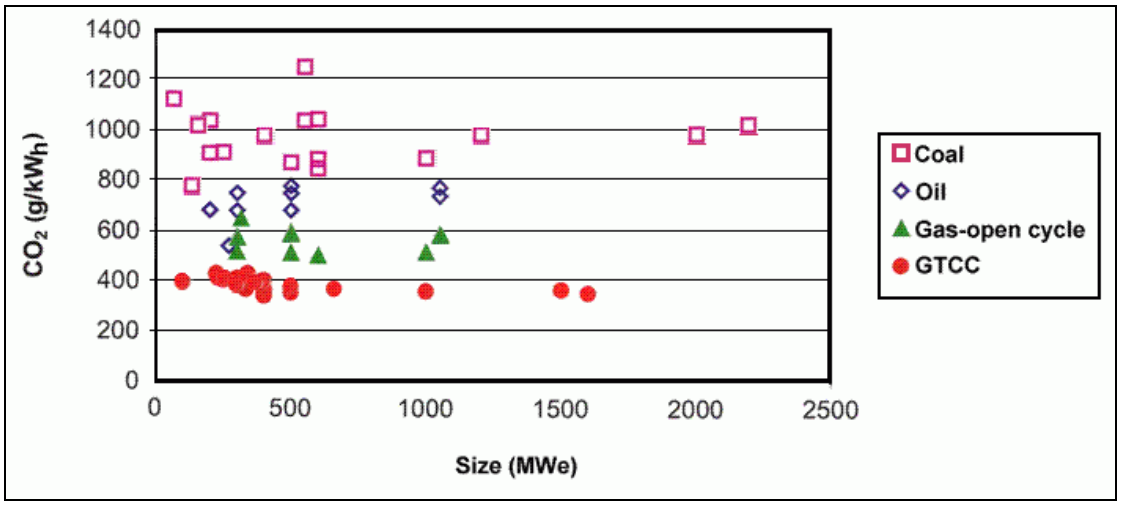


Abbildung 3.39: Spezifische CO_2-Emissionen im Vergleich zur Anlagengröße [105, Steen, 2001]

Size:	*Größe;*	*Oil:*	*Öl;*
Coal:	*Kohle;*	*Gas-open cycle:*	*offener Gaturbinen-Prozesss*

Zur Darstellung der gegenwärtigen Leistungsfähigkeit sind in der Abbildung 3.40 die unterschiedlichen Energieerzeugungstechnologien gemäß ihrer spezifischen CO_2-Emissionen angeordnet. Die zwei Punkte für jede Technik in der Abbildung beziehen sich auf die in der Literatur angegebenen Höchstwerte und die Mindestwerte [105, Steen, 2001].

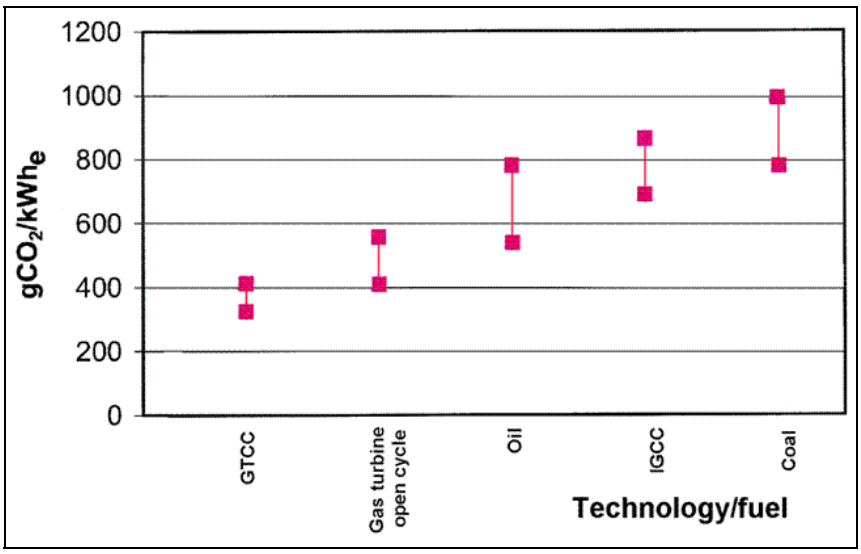


Abbildung 3.40: CO_2-Emissionsbereiche der gegenwärtigen Technologien [105, Steen, 2001]

GT-open cycle:	*offener Gasturbinenprozess;*	*Oil:*	*Öl;*
		Coal:	*Kohle*
Technology/fuel:	*Technologie/Brennstoff;*		

Um die Effizienz der Strom- und Wärmeerzeugung zu erhöhen, besteht die erste Option darin, die Hauptanlagenteile wie beispielsweise Turbinen, Pumpen und Schadstoffminderungsanlagen zu ersetzen oder sie weiter zu optimieren. Weitere Maßnahmen zur Erhöhung des Wirkungsgrads konventioneller Kraftswerksanlagen bestehen in der Reduzierung des Kondensatordrucks, der Optimierung des Speisewasser-Vorwärmsystems, der Nutzung von Abwärme und die Nutzung überkritischer Dampfzustände.

Das Bestreben nach immer höheren Wirkungsgraden und die wachsende Sorge über Umwelteinflüsse durch die Stromerzeugung haben zur Entstehung mehrerer neuer Technologien geführt, z.B. zu Kombikraftwerken mit integrierter Vergasung und zur Kohlenstaubdruckfeuerung. Diese Technologien können Wirkungsgrade erzielen, die weit über denen der gegenwärtigen Technologie liegen und wesentlich geringere Emissionen aufweisen, doch sind sie bislang noch nicht in ihrer Entwicklung ausgereift.

Die kombinierte Erzeugung von Strom und Wärme (KWK) unter Einsatz so genannter KWK-Kraftwerke stellt eine weitere Möglichkeit zur Erhöhung des Wirkungsgrads des angewandten Brennstoffs dar. In KWK-Kraftwerken kann der Energieverbrauch um bis zu 50 % reduziert werden, verglichen mit separater Erzeugung von Strom und von Wärme. KWK-Kraftwerke können als Großfeuerungsanlagen mit einer Kapazität von mehreren hundert MW ausgelegt sein, sie sind aber auch als kleine, kommerzielle, institutionelle und landwirtschaftliche Anlagen möglich. Der rationelle und kostenwirksame Einsatz dieser Technologie ist machbar, wenn Wärme in ein Fernwärmenetz oder in eine nahe gelegene industrielle Anlage eingespeist werden kann, wo sie als Prozesswärme verwendet wird [32, Rentz, et al., 1999].

3.9.2 Abscheidung von Kohlendioxid aus den Abgasen

Gemäß dem derzeitigen Stand der Technik ist die Erhöhung des thermischen Wirkungsgrads der Energieerzeugungsverfahren und Techniken die wichtigste Maßnahme zur Verminderung des Aufkommens an Treibhausgasen pro erzeugter Nutzenergieeinheit. Die Erhöhung des Wirkungsgrads wird jedoch durch verschiedene Faktoren beschränkt, so dass auch bei erhöhtem Wirkungsgrad weiterhin signifikante CO_2-Mengen emittiert werden. Um die CO_2-Emissionen weiter zu vermindern, werden derzeit verschiedene technische Optionen entwickelt oder befinden sich im Forschungsstadium. Diese technischen Optionen zur CO_2-Abscheidung und Entsorgung finden noch nicht in Großfeuerungsanlagen Anwendung, aber sie könnten künftig zur Verfügung stehen. Die derzeit diskutierten technischen Optionen zur CO_2-Abscheidung sind ausführlich von der IEA (International Energy Agency) beschrieben [41, IEA, 1992] worden und sind kurz im Anhang **10.2** des Dokuments dargestellt.

3.10 Techniken zur Verminderung von Wasserverunreinigungen

Kapitel **1.3.3** bietet einen Überblick der verschiedenen Quellen von Abwasser, die in einer Großfeuerungsanlage zu finden sind. Das in Kraftwerksanlagen anzutreffende Abwasser setzt sich aus verschmutztem Wasser aus den verschiedenen Vorgängen in GFA und aus Regenwasser dieses Standorts zusammen. Dieses Wasser muss in Abwasseraufbereitungsanlagen behandelt werden, wo eine Verminderung der Schadstoffkonzentrationen vorgenommen wird. Im folgenden Kapitel werden die Techniken beschrieben, die i.d.R. zur Aufbereitung von verschmutzten Wasserströmen verwendet werden, ehe das Wasser in die Gewässer der Umwelt eingeleitet werden kann.

Die Menge und die Qualität des Abwassers und entsprechend die Konfiguration der Abwasseraufbereitungsanlage, die sich nach den Anforderungen der Abwässer einer bestimmten GFA richtet, ist standortspezifisch und hängt von vielen Parametern ab, einschließlich:

- Art und Zusammensetzung des Brennstoffs
- Art und Lagermöglichkeiten des Brennstoffs und der Chemikalien
- Art der Brennstoffaufbereitung
- Art der Feuerungsprozesse
- Art der Kühlsysteme
- Art der chemischen Konditionierung von Kesselwasser und Kühlwasser
- Qualität des verfügbaren Rohwassers
- Art der Wasseraufbereitungssysteme
- Art der Abgasbehandlungssysteme
- Wesen der Nebenprodukte des Verbrennungsprozesses (Flugasche, nasse Asche, REA-Gips usw.) und ihre
- Managementpraktiken (Entsorgung, Verkauf).

Die einzelnen Abwasserströme, die durch die verschiedenen Operationen einer GFA erzeugt werden, umfassen:

- Verfahrensabwasser, insbesondere Abwasser aus der REA-Einheit
- gesammeltes und abgeleitetes Regenwasser und Feuerlöschwasser
- sanitäre Abwässer

Aufgrund der unterschiedlichen Zusammensetzung und Qualität (Art der Schadstoffe und Konzentration) werden die oben genannten Ströme gewöhnlich durch separate Drainagesysteme gesammelt und zur weiteren Behandlung in bestimmte Abwasseraufbereitungsanlagen geleitet (sanitäre Abwässer in biologischen Abwasseraufbereitungsanlagen, Verfahrensabwässer und verschmutztes Regenwasser in industriellen Abwasseraufbereitungsanlagen).

Offensichtlich ist die Konstruktionsweise der Drainagesysteme am Standort der GFA sehr wichtig, da durch den Einsatz entsprechend konstruierter Drainagesysteme das Abwassermanagement optimiert wird und der Wasserverbrauch sowie die Gestaltung und der Betrieb der Abwasseraufbereitungsanlage wirtschaftlich vorgenommen werden.

Das Abwasser soll nach Möglichkeit aufgrund der Schwerkraft durch das Drainagesystem zu den verschiedenen Komponenten der Abwasseraufbereitungsanlage gelangen, um das Zwischenschalten von Pumpen und den damit einhergehenden Energieverbrauch zu vermeiden.

Abwasserströme unterscheiden sich stark in Bezug auf die Durchflussraten und verlaufen kontinuierlich oder periodisch. Je nach ihrem Ursprung enthalten die Abwasserströme unterschiedliche Stoffe:

- Feststoffe (z.B. Schwebestoffe)
- Flüssigstoffe (z.B. Öle, Öl-Wasseremulsionen)
- wasserlösliche Stoffe (organische, unorganische).

Die meistens in GFA anzutreffenden Abwasserströme sind folgende:

- Abwasser aus Wasseraufbereitungsanlagen
- Abwasser aus Kühlungskreislaufsystemen
- Abwasser aus anderen Quellen im Dampferzeugungsprozess
- Abwasser aus Abgasreinigungssystemen
- sanitäre Abwässer

3.10.1 Abwasser aus Abwasseraufbereitungsanlagen

Gewöhnlich wird Wasser vorbehandelt, ehe es in verschiedenen Bereichen der GFA verwendet wird. Die durchgeführte Vorbehandlung besteht im Enthärten und Demineralisieren. Diese Vorbehandlung erzeugt gewöhnlich folgende Arten von Abwasser:

Aus Enthärtungsanlagen:

- Sprühwasser aus Bandfiltern (Reinigung von Oberflächenabwässern)
- Filtern von Schlammableitung (ohne chemische Zusatzmittel)
- Filtern von Schlammableitung (nach Flockung und Abscheidung)
- Rückspülwasser aus Sandfiltern.

Das aus verschiedenen Teilen der Enthärtungsanlage stammende Abwasser wird i.d.R. in das Verfahren zurückgeführt.

Aus Demineralisierungsanlagen:

- Ionenaustausch-(Harze)-Regenerierungsabwässer.

3.10.2 Abwasser aus Kühlkreislaufsystemen

Dazu gehört hauptsächlich Abwasser von ausgeblasenen Nass-Kühltürmen und Abwasser von gelegentlich entleerten Kühlturmbecken. Bei Zwangsdurchlauf-Kühlsystemen müssen die Filtersiebspülungen, die Ausgangstemperaturen des Kühlwassers und die Konzentration von Bioziden oder anderen Zusatzstoffen berücksichtigt werden.

Die Emissionen aller Arten von Kühlsystemen, einschließlich der von GFA, in die Umwelt werden ausführlich im BVT-Referenzdokument „Industrielle Kühlsysteme“ (Industrial Cooling Systems) behandelt und gehören nicht zum Umfang dieses BVT-Referenzdokuments über GFA.

3.10.3 Abwasser aus anderen Quellen im Dampferzeugungsprozess

- Abwasser durch Ausblasen von Trommel-Dampferzeugern
- Laborabwasser und Proben
- Abwasser aus Wasser-Dampf-Kreislauf
- Abwasser aus Fernwärmesystemen
- Regenerationsabwässer aus Kondensataufbereitung
- Abwässer aus Asche- und Schlackebehandlungs- und Beseitigungssystemen
- Abwässer aus chemischer Kesselreinigung
- Abwässer aus nasser Kesselkonservierung
- Waschwasser aus Dampferzeugern, Lufterhitzern, Gaserhitzern, Elektrofiltern, DENOX, REA-Anlagen und verschiedenen anderen Anlagen
- ölige Abwässer (Entwässerung von Brennstoffölspeichern und Tagesbehältern, Ablaufwasser aus Aufbereitungssystemen von schwerem Heizöl und/oder Dieselöl, Turbinen- oder Dieselmotorhäusern, Umformerbereichen, usw.).

3.10.4 Abwasser aus Abgas-Reinigungssystemen

Alle Abgas-Nass-Reinigungssysteme erzeugen Abwasser, das aufgrund des benutzten Brennstoffs und der benutzen Materialien neben anderen Komponenten auch Schwermetalle enthalten. Eine der Hauptquellen von Abwasser in diesem Zusammenhang ist der Kalkstein-Nasswäscher, der bei einer Vielzahl von Kraftwerksanlagen zur Entschwefelung von Abgas dient, obgleich es dadurch vermindert werden kann, dass chlorarme Brennstoffe angewandt werden. Das bewirkt einen verminderten Anteil in dem in die Abwasseraufbereitungsanlage gelangenden Spülwasser, wodurch der Schadstoffausstoß ins Wasser vermindert wird. In der wird ein Beispiel eines konventionellen Abwasseraufbereitungssystems dargestellt, es sollte jedoch beachtet werden, dass zahlreiche unterschiedliche Systeme existieren, je nach den unterschiedlichen nationalen Vorschriften und ortsspezifischen Faktoren.

Der pH-Wert des REA-Abwassers muss erhöht werden, damit die Schwermetalle abgeschieden werden. Das wird allgemein entweder durch Anwendung von Kalkmilch oder Natriumhydroxid erreicht, wodurch sich Metalloxide bilden. Durch Hinzufügen von Flockungsmitteln (Eisen(III)-Chlorid) bilden sich Flocken. Der Zusatz von Koagulationsmitteln (Polyelektrolyt), gestattet die Agglomeration von Einzelflocken, so dass sich größere Flocken bilden. Der Schlamm wird danach vorsedimentiert, ausgetragen und entsorgt oder mitverbrannt im Fall von Schmelzfeuerung. Ein Teil des “dünnen” Schlamms wird zum Flockungsstufe rezirkuliert, wo die Schlammpartikel als anfängliche Kristallisationskerne dienen und den Flockungsprozess beschleunigen.

Das aufbereitete Abwasser aus der Vorsedimentationsstufe kann zu einem Prallplatteneindicker zur weiteren Sedimentation transportiert werden. Die schwebenden Mikropartikel setzen sich an den geneigten Prallflächen ab. Der von den Flächen abfallende Schlamm wird im unteren Teil des Prallplatteneindickers gesammelt und kann gleichfalls rezirkuliert werden. Das gereinigte Abwasser wird über den Überlauf des Prallplatteneindickers zum Abfluss befördert, vorausgesetzt dass die vorgeschriebenen Grenzwerte eingehalten werden. Zudem darf der pH-Wert nicht den Bereich zwischen 6 und 9,5 verlassen, da das Wasser ansonsten neutralisiert werden muss. Falls Ammoniak im Abwasser vorhanden ist, wird es zuerst zu einer Ammoniakabstrippanlage befördert, ehe es ins Abflusssystem gelangt. Bei einigen Verfahren, beispielsweise mit einem höheren Hg-Anteil aufgrund der Mitverbrennung von Abfällen, ist es üblich, nach Zugabe von Kalkmilch auch organische Sulfide hinzuzugeben (TMT 15), wodurch Schwermetalle als Sulfide abgeschieden werden. Das zeigt sich wirksamer als die Anwendung von Hydroxid. Der Nachteil besteht darin, dass die Schwermetallsulfide (größere Mengen) entsorgt werden müssen, weil durch das Mitverbrennen dieser Rückstände, Schwefel als Schwefeldioxid freigesetzt und Hg wiederum freigegeben wird.

In verschiedenen Anlagen werden REA-Abwässer unterschiedlich behandelt. Daher verwenden einige Unternehmen beispielsweise Flockungsmittel und Flockungszusätze, andere wiederum setzen nur Flockungshilfsmittel und organische Sulfide ein. Es gibt jedoch auch Betreiber, die Flockungsmittel, Flockungshilfsmittel und organische Sulfide einsetzen.

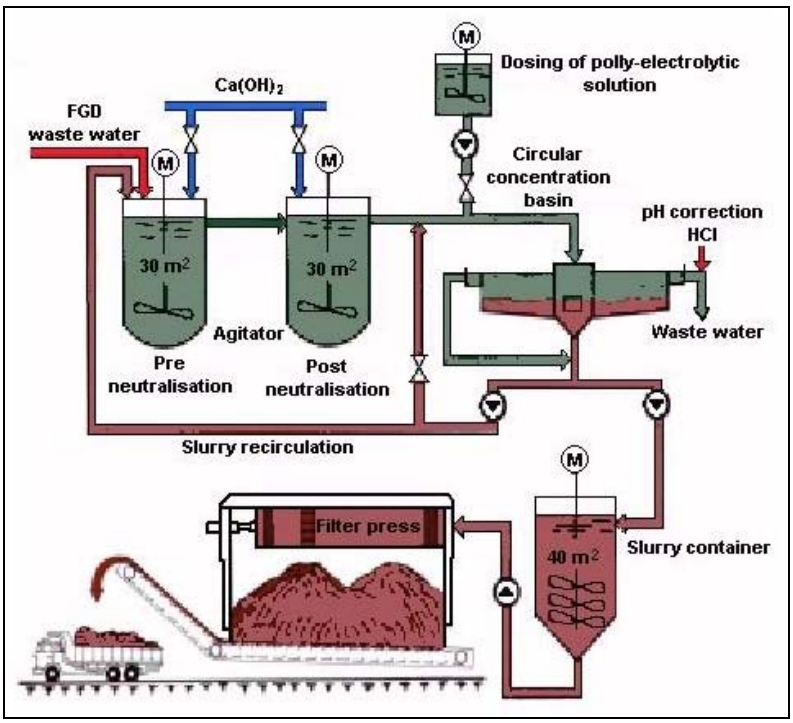


Abbildung 3.41: REA-Abwasseraufbereitungsanlage [58, Eurelectric, 2001]

FGD waste water: *REA-Abwasser;*
Dosing of polyelectrolytic solution: *Dosierung der polyelektrolytischen Lösung;*
Circular concentration basin: *ringförmiger Konzentrationbehälter;*
pH correction: *pH-Korrektur;*
Agitator: *Rührgerät;*
Pre neutralisation: *Vor-Neutralisierung;*
Post neutralisation: *Nach-Neutralisierung;*
Waste water: *Abwasser;*
Slurry recirculation: *Schlammrückführung;*
Slurry container: *Schlammbehälter*

In der Abbildung 3.40 wird eine Aufbereitungsanlage für REA-Abwasser dargestellt. Das REA-Abwasser wird in einem Rührwerk mithilfe der Kalksuspension vorneutralisiert. Der pH-Wert wird weiter erhöht durch zusätzliche Dosierung von Kalksuspension im zweiten Reaktor. Eine anfängliche Flockung und Absetzen von Schwermetallhydroxiden treten im Reaktortank des Konzentrationskreislaufs auf. Eine polyelektrolytische Lösung wird in die Versorgungsleitung zum Konzentrationsreaktortank eingeführt, um Repulsion zwischen den Hydroxidpartikeln zu vermeiden und die Sedimentation zu beschleunigen.

Das aufbereitete Wasser mit einem pH-Wert zwischen 6 und 9 kann von der oberen ruhigen Zone des Reaktortanks im Konzentrationskreislaufs zum Hauptwassereinlass transportiert werden. Falls der pH-Wert über 9 beträgt, wird er mithilfe eines sauren Zusatzstoffs korrigiert, z.B. Salzsäure. Ein Teil des Schlamms, der aus dem Konzentrationstank ausgetragen wird, wird als Kontaktschlamm zur Flockungsunterstützung im ersten Rührwerk verwendet. Dieser Schlamm fungiert als Beschleuniger zum Abscheiden der Hydroxide. Der größte Teil des Schlamms aus dem Rührwerk wird zeitweilig in einem Schlammbehälter zwischengelagert, in einer Filterpresse entwässert und schließlich bis zur Entsorgung in einem Bunker gelagert.

3.10.5 Sanitärabwasser

Dazu gehört jegliches Abwasser aus Toiletten und Kantinen. Der gegenwärtige Anfalls dieses Abwasser wird gewöhnlich auf ungefähr 75 l/Person/Tag veranschlagt. Diese Emissionen sind durch einen hohen organischen Anteil gekennzeichnet.

Es wird festgestellt, dass Abfallöle (Schmieröl oder Arbeiteröl) als Feststoffe betrachtet werden und gewöhnlich separat gesammelt und außerhalb des Standorts durch einen zugelassenen Auftragnehmer für das weitere Management (z.B. Verbrennung, Regenerierung usw.) entsorgt werden.

3.10.6 Techniken zur Abwasseraufbereitung

Um zu entscheiden, welche die besten Abwassermanagement- und -aufbereitungsverfahren für eine spezielle GFA sind, muss eine gründliche Einschätzung des erwarteten Abwasseranfalls vorgenommen werden. Das Abwasser muss in Bezug auf die Art und die Konzentrationen der Schadstoffe und die Art der erwarteten Ströme aus den verschiedenen Quellen bestimmt werden. Danach ist die Entscheidung bezüglich der Konfiguration der am besten geeigneten Abwasseraufbereitungsanlage für jeden speziellen Fall zu treffen.

Das Eliminieren von schädlichen Stoffen aus dem Abwasser vor dem Ablassen in die Umwelt erfolgt durch Anwendung entsprechend kombinierter vielfältiger physikalischer, chemischer und biochemischer Verfahren einschließlich:

- Filtration
- pH-Korrektur/Neutralisation
- Koagulation/Flockung/Abscheidung
- Sedimentation/Filtration/Flotation
- Behandlung mittels gelöster Kohlenwasserstoffe
- Öl-Wasser-Scheidesysteme
- biologische Aufbereitung

Die Auswahl der geeigneten Aufbereitungs- und/oder Managementtechnik hängt von den wichtigsten Qualitätsmerkmalen und der Menge des Abwasser sowie den erforderlichen Qualitätsnormen des Wassers ab, in das die aufbereiteten Abwässer eingeleitet werden.

Daher sind die Abwässer, die große Menge suspendierter Feststoffe enthalten und in festbrennstoffbefeuerten GFA vorkommen (aus Aschebehandlungs- und Beseitigungssystemen, aus Schlackeextraktions- und Beseitigungssystemen, Kessel- und Luftvorwärmerwäschern, offenen Brennstoffspeichern usw.), durchlaufen i.d.R. eine Primärabscheidestufe zum Entfernen schwererer Schwebestoffe. Danach schließt sich Flockung an, mit Koagulator- und organischer Polymerdosierung, unterstützt durch die pH-Werteinstellung, vor dem endgültigen Abscheidungsprozess und der Schlammbeseitigung. Eine endgültige pH-Werteinstellung des behandelten Abwassers kann vor dem Einleiten in das aufnehmende Wasser erforderlich sein.

Saure oder alkalische Abwässer (z.B. aus Ionenaustauschregenerierung, Chemikalien zur Kesselreinigung, Kesselabblasen usw.) müssen vor der Ausleitung neutralisiert werden. Ölhaltige Abwässer von Heizölaufbereitungssystemen, Leckagen oder Entwässerung von Heizölspeicheranlagen, Umwandlungsbereichen usw., können große Anteile von Öl enthalten, das wieder verwendet werden kann. Darum ist eine primäre Ölabscheidestufe zum Auffangen dieser Öle erforderlich, das gewöhnlich in Schwerkraftabscheidebehältern erfolgt, die mit Ölrückhalteplatten versehen sind.

Das restliche Abwasser, das noch kleine Ölmengen in Form von Öl-Wasser-Emulsion enthalten kann, wird in API- oder Lamellenabscheidern behandelt, die mit Ölskimmern ausgerüstet sind oder Luftflotation anwenden. Sanitäres Abwasser kann in kommunalen Abwassersystemen, sofern vorhanden, aufbereitet werden. Anderenfalls kann es entweder in einen septischen Behälter geleitet und mit geringem Personalaufwand behandelt werden oder in einer ortsfesten biologischen Anlage, gewöhnlich zur Aufbereitung im erweiterten Belebtschlammverfahren.

In gewissen Fällen werden bestimmte Abwässer (beispielsweise Kohlenwasserstoff enthaltendes Wasser zur Analyse im Labor), statt zusammen mit anderen Abwässern in der Abfallaufbereitungsanlage der GFA behandelt zu werden, getrennt gesammelt und außerhalb des Anlagenstandorts durch einen berechtigten Auftragnehmer entsorgt. Das Management des Feuerlöschwassers, das nur in Notsituationen entsteht, hängt vom Ort des Brandes ab. Dieses Wasser wird durch die Drainagesysteme je nach Ort des Brandes aufgenommen, in Löschwasserteichen gespeichert und bedarfsweise vor dem Entsorgen behandelt. Abwässer von GFA können entweder separate je nach dem Strom behandelt werden oder mithilfe kombinierter Aufbereitungstechnik. Beispiele dazu werden nachfolgend gegeben.

Dem Problem des Wasser- und Abwassermanagements wird in einer GFA große Bedeutung beigemessen. Durch optimiertes Rückführen der verschiedenen zwischenzeitlichen Wasseraustragungen in der Anlage kann

eine wesentliche Reduzierung des allgemeinen Wasserverbrauchs erreicht werden sowie Minimierung der Endabwässer, die weiterhin aufbereitet werden müssen.

So ist es beispielsweise in mehreren Fällen möglich, das gesamte Abwasser von verschiedenen Abflusspunkten der GFA aufzufangen und wiederum in das Verfahren (Wäscher) zurückzuführen, wobei praktisch alle REA-Abwässer vermieden werden. Zudem können verschiedene Abwasserströme zum Befeuchten von Flugasche anstelle von Brauch- oder Rohwasser verwendet werden. Reines Abwasser wird i.d.R. nach der Abwasseraufbereitungsanlage in Rückhaltebecken aufgefangen, um Wasser zu den Verbraucherpunkten zu befördern, das der Anforderung an die Wasserqualität entspricht, z.B. Kalksteinschlammaufbereitung für die REA oder zur Stabilisierung des Gemischs aus REA-Gips und Flugasche vor der Entsorgung in einer Deponie.

3.10.7 Sonstige Abwässer

Oberflächenabfluss entsteht durch die Verschmutzung von Regenwasser, das von Gebäudedächern, gepflasterten Bereichen und Brennstoffspeichern (z.B. Kohlehaufen) fließt. Verschmutzung von Regenwasser entsteht, wenn Materialien wie z.B. Staub (Kohlepartikel) von Brennstoffspeichern, Oberflächenablagerungen usw. oder Öle in das Drainagesystem gespült werden. Die Verschmutzung des Oberflächenabfluss kann verhindert bzw. minimiert werden durch Anwendung von Sedimentationsbassins, ordnungsgemäßer Verfahren beim Lagern von Brennstoffen und anderer Rohmaterialien sowie durch gute Wartung und Reinigung der gesamten Anlage.

Oberflächenabfluss kann getrennt aufgefangen werden. Nach einem Sedimentationsschritt oder chemischer Behandlung kann es für andere Zwecke im Produktionsprozess wieder verwendet werden, beispielsweise zum Wassersprühen um zu verhindern, dass sich Staub von gelagerten Festbrennstoffen bildet.

Bei Feuerungsanlagen gibt es viele andere Quellen von Abwasser. Beispiele dazu sind: Abflüsse von Reinigungsstationen für Tankwagen (z.B. Torf transportierende Lkw) und anderes Rohmaterial; Dichtwasser von Pumpen, allgemeine Operationen, einschließlich der Reinigung von Anlagen, Fußböden usw. Diese Abwässer werden gewöhnlich gesammelt und aufbereitet. Wasser vom Sanitärsystem wird gewöhnlich in das öffentliche Abwassersystem abgeführt.

Um die Konzentration von Wasserverunreinigungen zu vermindern, können End-of-pipe-Techniken wie beispielsweise Neutralisation, Flockung, Sedimentation und Filtration verwendet werden. Dieser Techniken werden i.d.R. gemeinsam in einer am Ende oder in zentraler Position befindlichen Abwasseraufbereitungsanlage vor Ort benutzt.

3.11 Techniken zur Verminderung von Einträgen in den Boden

Wenn Schlamm und feste Rückstände aus Abgas- und Abwasserreinigung in GFA nicht verwendet werden können, oder wenn die momentane Produktion den Bedarf übersteigt, so muss der überschüssige Teil in umweltfreundlicher Weise verantwortungsvoll und sicher entsorgt werden (z.B. durch Einhaltung der Studienergebnisse des Environmental Impact Assessment (EIA)). Durch diese Art verantwortliches Handeln sowie durch die geeignete Wahl des Lagerortes, der Entsorgungsmethode und der Kontrolle wird sichergestellt, dass dieser Überschuss ohne Schäden für die Umwelt entsorgt werden kann. In Übereinstimmung mit den Vorschriften für andere staubförmige Materialien sichern die Leitsätze für die Handhabung (einschließlich Transport) von Asche den wirksamen Schutz gegen unbeabsichtigtes Freisetzen von Staub. Das Ziel besteht immer darin, Nebenprodukte aus den Rückständen zu erhalten, die für andere industrielle Bereiche genutzt werden können, z.B. als Baumaterial. Während der letzten Jahrzehnte ist diese Zielsetzung immer besser erfüllt worden überall in der EU: 1998 betrug die Nutzungsrate der verschiedenen Nebenprodukte 89 %, einschließlich der Verwendung für Landrückgewinnung und Steinbruchrückbau.

Die Schlämme, Rückstände und Nebenprodukte von GFA können in die Bereiche unterteilt werden: Schlamm aus Wasser- und Abwasserbehandlung, und Rückstände und Nebenprodukte aus Abgasentschwefelung und Abgasstaubabscheidung. Dazu gehören auch die Rückstände aus der mechanischen Behandlung von Oberflächenwasser mittels Rechen und Siebeinrichtungen.

Die organischen Stoffe, die bei dem Kühlwasserzusatz gesammelt werden, können als Energiequelle benutzt oder kompostiert werden und anschließend zur Verbesserung der Bodenqualität eingesetzt werden. Rückstände davon müssen entsorgt werden. Schlamm von der Abwasserbehandlung bei REA-Anlagen kann möglicherweise als Reaktionsmittel bei der REA wieder verwendet werden aufgrund der darin enthaltenen Kalziumkomponenten. Sie werden auch als Zusatzmittel in kohlebefeuerten Anlagen eingesetzt, um das Schmelzverhalten der Asche zu verbessern. Ein hoher Prozentsatz dieses Schlamms besteht aus Gips. Daher wird er auch teilweise in der Gipsindustrie und als Abbindeverzögerer für Zement in der Zementindustrie angewendet. Unbrauchbarer Schlamm wird in Deponien entsorgt.

Schlamm von der Rohwasserbehandlung wie beispielsweise Oberflächenwasser, wird dekarbonisiert und weist somit einen hohen Gehalt an Kalziumkarbonat auf (z.B. 30 % oder darüber). Neben der oben beschriebenen Anwendung bei der Abgasentschwefelung und als Zusatzmaterial in Kohlekesseln oder in anderen Bereichen, wo Kalziumzusatzmittel verwendet werden, kann dieser Schlamm als Kalziumdüngemittel und zur Bodenverbesserung in der Landwirtschaft eingesetzt werden.

Rückstände und Nebenprodukte aus der Abgasentschwefelung wie beispielsweise REA-Gips (Gips aus Abgasentschwefelungsanlagen) und Ammoniumsulfate enthalten Kalzium und Schwefel, die u.a. zur Düngung und zur Bodenverbesserung in der Landwirtschaft dienen. Es ist möglich, sie in gezielter Weise einzusetzen, d.h. genau an der Stellen, wo sie benötigt werden, anstatt sie unkontrolliert über die Luft in die Umwelt zu verteilen, insbesondere auf die Böden. Nur 0,1 % der Rückstände von Sprühtrockenabsorbern werden gegenwärtig als Düngemittel verwendet (siehe auch die ECOBA-Angaben); Faktoren, die gegen die Verwendung dieser Art von Rückständen als Düngemittel sprechen, sind der darin enthaltene Anteil von Schwermetallen (z.B. Cd, Hg) und die Vorbehalte der Bauern gegenüber der Nutzung dieses Arten von Rückständen. Produkte der Sprühtrockenabsorber werden auch speziell als Füllmaterial unterirdisch zur Stabilisierung eingesetzt z.B. unter Tage in Bergwerken. Andere Entschwefelungsprodukte wie beispielsweise Schwefel oder Schwefelsäure werden nur in kleinen Menge erzeugt und werden ausschließlich in der chemischen Industrie angewendet.

Rückstände und Nebenprodukte aus der Entstaubung von Abgasen sind gewöhnlich Asche wie beispielsweise Schlacke aus Kesseln mit Schmelzkammerfeuerung, Kesselasche aus Trockenfeuerungen und Flugasche von Steinkohle- oder braunkohlebefeuerten Kraftwerken. Tatsächlich erspart die Verwendung von Kohleasche als Ersatz für Mineralien oder erzeugte Produkte den Abbau von Rohmaterialien und spart und schont dadurch natürliche Ressourcen, senkt den Energieverbrauch und vermindert den Ausstoß von Kohlenstoffdioxid (in einer Größenordnung, dass eine Tonne Flugasche als Ersatz für Zement ungefähr eine Tonne CO_2 erspart).

Aufgrund der guten Filtereigenschaften werden ungefähr 60 % der Kesselschlacke beim Straßenbau oder bei anderen Oberflächen- und Landschaftsarbeiten eingesetzt. Etwa 70 % der Flugasche wird bei der Herstellung von Zement, Beton und Betonprodukten verwendet, wobei sie wegen ihrer günstigen Baueigenschaften geschätzt wird. Sie wird auch zur Produktion von Mörtel, Ziegelsteinen, Mauerblöcken, Pflaster und Bergwerkmörtel benutzt.

Asche von braunkohlebefeuerten Kraftwerksanlagen dient meistens als laugenfreier Stabilisator, vermischt mit Abwasser von REA-Anlagen zum Verfüllen brachliegender Tagebaubergwerken. Ein Teil dieser Asche wird zum Rekultivieren und zur Oberflächenverfüllung benutzt. Gewisse Eigenschaften der Brauchkohleflugasche können bei der Betonproduktion genutzt werden. Es gibt auch viele andere mögliche Einsatzformen für Aschearten und Asche aus Kraftwerken mit Wirbelschichtfeuerung.

Zusammenfassend kann konstatiert werden, dass die Techniken zur Verminderung von Ablagerungen in den Boden die Techniken zur Abgas- und Abwasserreinigung sowie Techniken zur Nutzung von Rückständen und Nebenprodukten umfassen, die zu einer Verminderung der Abfallmenge führen, welche anderenfalls in Deponien entsorgt werden müssten. Mit ihrer zunehmenden Nutzung wird die Menge der Abfälle reduziert, die entsorgt werden müssen, was bedeutet, dass das benötigte Deponievolumen geringer wird. Die Verwendung von Nebenprodukten kann somit zum Bodenschutz dienen und Ressourcen sparen. Es sollte jedoch sorgsam auf die Einhaltung kritischer Parameter geachtet werden wie beispielsweise langfristiges Auslaugverhalten, Stabilität der Rückstände und Überwachung und Berichterstattung bezüglich der Qualität der Rückstände. Daher ist der unvermeidbare und nicht nutzbare mineralische Abfall weiterhin in Deponien zu entsorgen.

3.12 Maßnahmen zur Verminderung von Lärmemission

3.12.1 Grundlegende Optionen

Die grundlegenden Optionen zur Verminderung von Lärm bestehen in der Modifikation der Lärmquelle, der Änderung des Schallübertragungswegs oder in Modifikationen in Bezug auf den Immissionsort. Der erste einzuleitende Schritt zur Schallbewertung ist die Bestimmung der Hauptquellen und Lärmwege. Einfache Experimente wie beispielsweise das Herunterfahren von Motoren sind oftmals effektiv bei der Bestimmung der wesentlichen Gründe für Lärmprobleme. Falls die Verwendung von Ohrenschutz bei Personen und Anbringen von Schallschutzgehäusen ausgeschlossen sind, besteht ein wirksames Verfahren zur Verminderung des Lärmpegels in der Erweiterung der Distanz zwischen dem Immissionsort und der Quelle. Die grundlegenden Lärmberechnungsgleichungen legen nahe, dass mit wachsender Entfernung von der Quelle der Lärm sich um 20 dB mit jeder zehnfachen Vergrößerung der Entfernung verringert. Die Optimierung des Standorts der Lärm emittierenden Ausrüstung und der gesamten Anlage ist daher vielleicht die kostengünstigste Möglichkeit, Lärmprobleme zu vermeiden. Diese Abhängigkeit von der Entfernung wird auch bei anderen so genannten passiven Verfahren benutzt, die von der Industrie eingesetzt werden.

Die direkteste Methode zur Behebung von Lärmauswirkungen besteht darin, den Mechanismus der Quelle zu modifizieren, die den Lärm erzeugt. Eine andere Alternative besteht darin, die Lärmquelle in einem Schallschutzgehäuse unterzubringen. Für einen äußeren Beobachter wäre dann der Lärm die Lautstärke der vom Schallschutzgehäuse umgebenen Lärmquelle. Allgemein werden akustische Barrieren benutzt, um den Lärmweg zu verändern, indem die Entfernung erhöht wird, welche die Schallwellen von ihrer Quelle zum Empfänger zurückzulegen haben. Die Anwendung von Schall absorbierendem Material, insbesondere an den Wänden und der Decke, ist ein wirksames Verfahren zur Verminderung von Reflektion oder Nachhall innerhalb von Gebäuden. Falls die Innenflächen eines Raums vollständig reflektieren, ist der Schall theoretisch annähernd unendlich. Deshalb werden die Umweltlärmpegel in einigen Fällen durch Einbau von absorbierendem Marerial innerhalb des Gebäudes gemindert.. Ein spezifisch technisches Verfahren zur Beeinflussung von Lärm ist der Einsatz von Schalldämpfern; diese werden i.d.R. in Kanälen oder Rohrleitungen angewandt.

Einige allgemeine Techniken zu Lärmminderung sind:

- die Anwendung von Wällen zum Abschirmen der Lärmquelle
- das Unterbringen von Lärm intensiven Anlagen oder Komponenten in Lärm absorbierenden Bauten
- die Verwendung von Antivibrationsvorrichtungen und -verbindungen zwischen Ausrüstungskomponenten
- Ausrichtung und Positionierung von Lärm emittierenden Anlagen und Änderung der Schallfrequenz.

3.12.2 Körperschall

Rotationsmaschinen wie beispielsweise Turbinen, Generatoren, Pumpen, Kompressoren und Elektromotoren bilden die hauptsächlichen Quellen für Vibration und Lärm in Kraftwerken. Der Lärm wird oftmals durch Schwingungen von Maschinen erzeugt, wodurch Körperschall hervorgerufen wird. Eine wirksame Methode zu Begrenzung der Ausbreitung von Körperschall ist die Anwendung von Schwingungsisolatoren für Maschinenfundamente. Das Prinzip der Isolatoren besteht darin, dass die natürliche Frequenz des auf den Isolatoren ruhenden Systems bedeutend geringer ist als die prinzipielle Eigenfrequenz der Anlage. Das isolierte System gleicht die Erregungskraft durch Trägheitswirkung aus. Je größer die Masse auf den Isolatoren ist, je geringer sind die Schwingungen des Systems, aber in jedem Fall mindern die Isolatoren die Schwingungen, die durch sie an Gegenstände in der Umgebung abgegeben werden. Falls die Maschine auf einem schwingungsisolierten Fundament steht, müssen die Maschinenanschlüsse flexibel sein. Damit wird die Ausbreitung von Körperschall auf Kanäle und Rohrleitungen wirksam unterbunden. Die Isolatoren, auf denen Fundamente großer Anlagen ruhen, sind gewöhnlich Spiralstahlfedern. Gummielemente oder Federungskörper sind gleichfalls üblich für Schwingungsisolierungszwecke.

3.12.3 Schallübertragung durch Kanäle und Rohrleitungen

Diese Systeme sollten für einen ruhigen, gleichmäßigen Fließstrom ausgelegt sein. Abrupte Änderungen in der Geometrie verstärken denLärm , der sehr von der Strömungsgeschwindigkeit abhängt. In einigen Fällen verhält sich der Lärm sogar proportional zur Fließgeschwindigkeit, und das wirksamste Verfahren zur Lärmminderung besteht daher in der Reduzierung der lokalen Fließgeschwindigkeit. Eine praktische Methode dafür ist die Integration von flexiblen internen Dämpfungshalterungen in das Rohrsystem. Auch ein großer Biegeradius erweist sich als vorteilhaft. Leitungslärm kommt in zwei charakteristischen Typen vor: Lärm mit Breitbandfrequenz und auf diskrete Frequenzen konzentrierter Lärm. Pumpen, Ventiltoren und Gebläse erzeugen Lärm mit ihrer Eigenfrequenz und mit ihren Schaufelfrequenzen. Der zuletzt genannte Typ hängt von der Anzahl der um ein Schaufelrad angeordneten Schaufeln ab. Diese diskreten Frequenzen können durch Änderungen an der Maschine beeinflusst werden, beispielsweise durch Minimieren der Unwucht des Rotorkörpers. Bei Ventilen hängt der Breitbandlärm i.d.R. vom Druckabfall ab, und der Lärm lässt sich dadurch vermindern, dass der Druckabfall über mehrere Stufen organisiert wird. Der Einsatz von Schalldämpfern oder Dämmelementen, eine stärkere Wanddicke der Rohre und das Verkleiden von Rohren mit Absorptions- oder Dämmmaterial stellen übliche Lösungsformen bezüglich der Lärmprobleme in bestehenden Kraftwerken dar.

3.12.4 Schalldämpfer

Es existieren verschiedene Arten von Schalldämpfern. Zur Lärmminderung bei Ausblaseleitungen und Sicherheitsventilen werden Schalldämpfer gemäß dem “Drosselungsprinzip” angewendet. Absorptionsschalldämpfer eignen sich zur Verminderung von Lärm mit einem breiten Frequenzband. Typische Beispiele sind Kanalbeschichtung, Schalldämpfer bestehend aus parallel angeordneten Platten oder Druckkammerverkleidung. Reaktive Schalldämpfer weisen meistens die typische Schalldämpfungskonstruktion auf. Diese Schalldämpfer sind nur wirksam bei speziellen Frequenzen oder mit einem schmalen Frequenzband. Einfache Ausdehungsräume oder Hohlraumresonatoren sind typische Beispiele für reaktive Schalldämpfer. Die Luft in den Hohlräumen übt eine Federungsfunktion aus, die auf den durch die Engstelle des Hohlraums geleiteten Luftstrom einwirkt. Der Luftstrom fungiert als Masse mit einer Abgleichwirkung im Niedrigfrequenzbereich innerhalb eines sehr begrenzten Frequenzbandes. Kommerziell verfügbare Schalldämpfer sind oftmals Kombinationen des absorptiven und des reaktiven Typs.

3.12.5 Maschinenlärm

Während des Betriebs von Maschinen, können selbst geringste Abweichungen vom theoretischen Optimalwert Lärm erzeugen. Beispiele dafür die falsche Ausrichtung, Massenunwucht oder Läuferexzentrität, die stets bis zu einem gewissen Grad vorhanden sind. Daher kann eine ungewöhnliche Lärmverstärkung auch ein Anfangssymptom für einen mechanischen Schaden darstellen. In diesen Fällen kann die Lösung des Lärmproblems gleichfalls eine Verbesserung der Maschinenleistung bedeuten. Bei elektrischen Motoren oder Generatoren erzeugt ein exzentrischer oder asymmetrischer Luftspalt um den Läufer herum Abweichungen der Magnetkräfte und damit Lärm. Der Lärm beim Lufteintritt oder Luftaustritt kann mithilfe von Schalldämpfern eliminiert oder gemindert werden. In vielen Fällen jedoch kann sich der Lärm über das gesamte Gehäuse ausbreiten und sich nur mit Schwierigkeit durch Modifikation der Anlagen oder ihrer Verbindungen abstellen lassen. Die Lösung besteht dann darin, die Anlage entweder mit Absorptions- oder Dämmmaterial zu verkleiden oder separate Gehäuse zu verwenden.

3.12.6 Schlussfolgerungen

Bei GFA sind die wesentlichen Lärmquellen verschiedene Rotationsmaschinen, Umformer und Ventile. Das Lärmproblem bei GFA ist gewöhnlich technisch beherrschbar, doch vom pragmatischen Gesichtspunkt aus werden die technischen Möglichkeiten durch die annehmbare Höhe der Finanzmittel begrenzt, die für Lärmschutz vorgesehen sind. Weil sich mit zunehmender Distanz von der Lärmquelle der Lärmpegel verringert, ist entsprechende Raumplanung sowohl auf kommunaler Ebene als auch an einem speziellen Industriestandort vielleicht die beste Vorbeugungsmaßnahme zur Vermeidung von Lärmproblemen. Innerhalb eines Gebäudes gilt dasselbe Prinzip, d.h. die Gebäudegestaltung sollte so erfolgen, dass die Arbeitsbereiche von Lärm erzeugender Ausrüstung getrennt sind.

Unter den Maschinenherstellern herrscht mit behördlicher Unterstützung heute Einigkeit über das allgemeine Ziel, den von Maschinenanlagen ausgehenden Lärm zu vermindern. .

Bei dem speziellen Beispiel eines Kraftwerks beruht die Technologie zur Lärmbekämpfung vor allem auf folgenden Maßnahmen:

- Anwendung von schallschluckenden Maschinengehäusen
- Auswählen der Bauteile gemäß ihrer Lärm dämmenden Wirkung, so dass sie selbst Lärm dämmend wirken.
- Verwendung von Schalldämpfelementen an den Kanalein- und -austritten
- Einsatz von schallschluckendem Material in Wänden und Decken
- Anwendung von Schwingungsdämmelementen und flexiblen Verbindungen
- präzise und detaillierte Gestaltung z.B. um mögliches Durchdringen von Lärm durch Öffnungen zu vermeiden oder die Druckschwankungen in Rohrleitungen zu minimieren.

In den vergangenen Jahren ist das Interesse an der Lärmbekämpfung gestiegen, und eine Reihe von Lärmschutzvorschriften wurde erlassen. Heute ist der zulässige Lärmpegel bei wichtigen Entscheidungen bezüglich Kraftwerksprojekten ein zu betrachtender Faktor.

3.13 Kühltechniken

Der Betrieb von Großfeuerungsanlagen wird durch das ‘Carnotsche Prinzip’ bestimmt. Die Wärmequelle, d.h. der Dampfkessel, liefert die für die Wasserverdampfung erforderliche Energie. Die kalte Quelle, d.h. der Kondensator, kondensiert den von der Niederdruckturbine kommenden Dampf. Der Kondensator und das Kühlsystem sind darum die entscheidenden Komponenten der Anlage. Ungeachtet der angewandten Kühlweise handelt es sich praktisch um die Hauptschnittstelle zwischen der Feuerungsanlage und der sie umgebendenUmwelt. Der Grad der Leistungsfähigkeit und Verfügbarkeit des Kraftwerks hängen in hohem Maße von der Integrität und Sauberkeit des Kondensator und des Kühlsystems ab. In der Tabelle 3.16 ´werden die Kühltechniken dargestellt, die allgemein bei Großfeuerungsanlagen gemäß ihrer Kapazität angewandt werden.

Kühlsystem	**Angewandte Kühl-temperaturen (ºC)**	**Kapazität des Stromerzeugungs-prozesses (MW_{th})**
offene Einmaldurchlauf-systeme	13-20 (Enddifferenz 3-5)	<2700
offener Nasskühlturm	7-15	<2700
offener Hybridkühlturm	15-20	<2500
Trockenluftkühl-kondensator	15-25	<900

Tabelle 3.16: Beispiele der Kapazität und thermodynamischen Merkmale verschiedener Kühlsysteme für Anwendungen in der Energieindustrie
[46, Caudron, 1991]

Im Rahmen dieser Konfigurationen kann eine Reihe von Anwendungen gefunden werden, die alle gemäß den Anforderungen hinsichtlich Verfahrens-, Standort-, Umweltbedingungen und ökonomischer Anforderungen ausgerichtet sind, sowie auf umweltschutzbezogenen und ökonomischen Anforderungen. Die Auswirkung der Kühltechniken auf die Umwelt, die in Großfeuerungsanlagen angewandt werden, werden in dem BVT-Referenzdokument über industrielle Kühltechniken dargelegt.

3.14 Emissionsüberwachung und Berichterstattung

Dieses Kapitel ist dazu bestimmt, allgemeine Informationen im Hinblick auf Überwachung und Berichterstattung der Emissionen von Feuerungen mit fossilem Brennstoff bereitzustellen. Die benutzten Verfahren und Mittel zur Überwachung von Emissionen sollten die relevanten nationalen oder internationalen Methoden sein (CEN, ISO, VDI-Richtlinien; Niederländische Emissionsregelungen; britische Leitlinien: British

Standards, usw.). Zwecks ausführlicheren Angaben zu allgemeinen Überwachungsfragen wird auf das zugehörige BVT-Dokument "Monitoring" verwiesen.

3.14.1 Emissionskomponenten

Die allgemein üblichen Komponenten der von den fossilbefeuerten GFA herrührenden gemessenen oder mittels Emissionsfaktoren berchneten oder mit anderen Methoden ermittelten Emissionen in die Luft sind folgende:

- Staubemissionen, z.B. durch Entladen, Lagern (kurzfristig und langfristig) sowie durch den Brennstoffumschlag
- Staub als Schornsteinemissionen (einschließlich PM_{10} und $PM_{2.5}$)
- Schwefeloxide
- Stickstoffoxide (NO_X)
- Distickstoffoxid (kann durch Wirbelschichtfeuerung erzeugt werden)
- Schwermetalle
- Kohlenmonoxid
- Kohlendioxid
- Fluorwasserstoff (kann durch Übergang in rotierenden Wärmeaustauschern oder Verbrennungsluftvorwärmern verursacht werden)
- Halogenidverbindungen
- Ammoniak-NH_3
- Kohlenwasserstoffe (als unverbrannte Kohlenwasserstoffe, UHC)
- flüchtige organische Verbindungen (VOCs)
- Dioxine und/oder POPs.

Bezüglich Wasserverunreinigungen sind folgende Parameter zu überwachen:

- Staubpartikel
- Schwermetalle
- Salze (Chlor und Sulfat)
- organische Halogenide
- Biozide
- Phosphate
- geänderte pH-Werte

Der pH-Wert und die anderen Komponenten werden insgesamt oder teilweise in den spezifischen Kapiteln über Brennstoffe abgehandelt, in Abhängigkeit vom benutzten Brennstoff und den verfügbaren Daten. Analyseverfahren werden in den relevanten nationalen und internationalen Richtlinien zur Überwachung und Auswertung vorgegeben.

3.14.2 Referenzbedingungen und Parameter

Bezüglich der Emissionen in die Luft sollten auch die folgenden Abgasparameter bestimmt werden, um die festgestellten Emissionskonzentrationen auf die Standardbedingungen umzustellen, d.h. 273 K, 101,3 kPa gemessener Sauerstoffgehalt und Trockengas:

- Volumenstrom der Abgase (zur Berechnung der Konzentration und des Emissionsmassenstroms)
- Abgastemperatur
- Wasserdampfgehalt im Abgas
- statischer Druck im Abgaskanal
- atmosphärischer Druck
- Überwachungszeitraum/Durchschnittszeitraum.

Zusätzlich zu den oben genannten Parametern sind hinsichtlich des einwandfreien Betriebs der Kesselanlage und des Abgasreinigungssystems zusätzliche Messungen für bestimmte Parameter (wie beispielsweise Spannung und Stromstärke (Elektrofilter), Druckabfall (Gewebefilter), pH-Wert der Waschflüssigkeit

(Wäscher) und bei Bedarf Schadstoffkonzentrationen an verschiedenen Positionen innerhalb der Abgaskanäle nötig.

3.14.3 Probenahmestellen

Die Probennahmestellen sollten hinsichtlich der Probenentnahme den Anforderungen der betreffenden nationalen Richtlinien entsprechen (Abbildung 3.42).

Die beiden wichtigsten Arten kontinuierlicher Emissionsüberwachung (CEM) sind:

- *Vor-Ort-Überwachung (in situ)*, wobei die Probe im Schornstein oder Kanal genommen wird und vor Ort geringe oder keine Probenbehandlung erfolgt;
- extraktive Überwachung, wobei eine Probe genommen und die Analyse an einem anderen Ort durchgeführt wird (entweder in einem Labor am Standort oder durch einen Auftragnehmer außerhalb des Standorts).

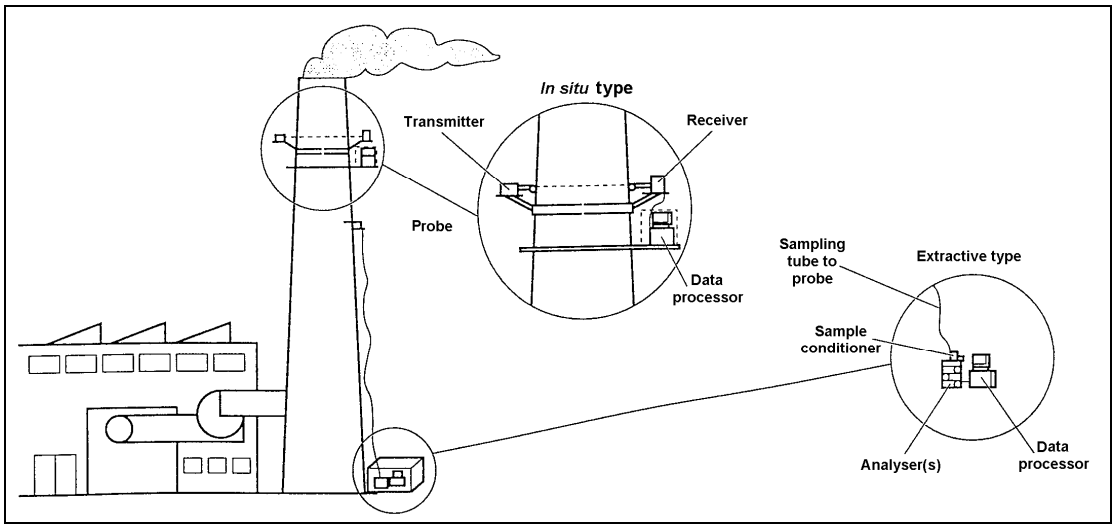


Abbildung 3.42: Zwei Emissionsüberwachungskonfigurationen [106, Sloss, 1997]

In situ type	*In-situ-Typ;*
Probe = Messsonde; Receiver	*Sammelbehälter;*
Data processor	*Datenprozessor;*
Extractive type	*Extraktionstyp;*
Sample conditioner	*Probenkonditionierer;*
Analyser(s)	*Analyseeinheit(en)*

Die Probennahmestellen haben i.d.R. folgende Merkmale:

- Sie sind repräsentativ.
- Sie sind eindeutig gekennzeichnet.
- Sie haben einen möglichst störungsfreien Strömungsverlauf im Messabschnitt.
- Sie haben verschließbare Kontrollpunkte.
- Sie haben die erforderliche Stromversorgung.
- Sie entsprechen den Anforderungen für Gesundheit und Sicherheit am Arbeitsplatz.

3.14.4 Emissionsüberwachung

Die Emissionsüberwachung erfolgt, um die Stoffe im gereinigten Abgas oder im Abwasser zu bestimmen, so dass sie gemeldet werden können, oder sie wird durchgeführt, um den Verbrennungsprozess oder das Emissionsminderungssystem zu überwachen, oder um die Auswirkung des Anlagenbetriebs oder des Verfahrens auf die Umwelt vorherzubestimmen. Ein Beispiel für praktische Verfahrens- und Luftemissionsüberwachung in Kraftwerken ist in der Abbildung 3.43 dargestellt.

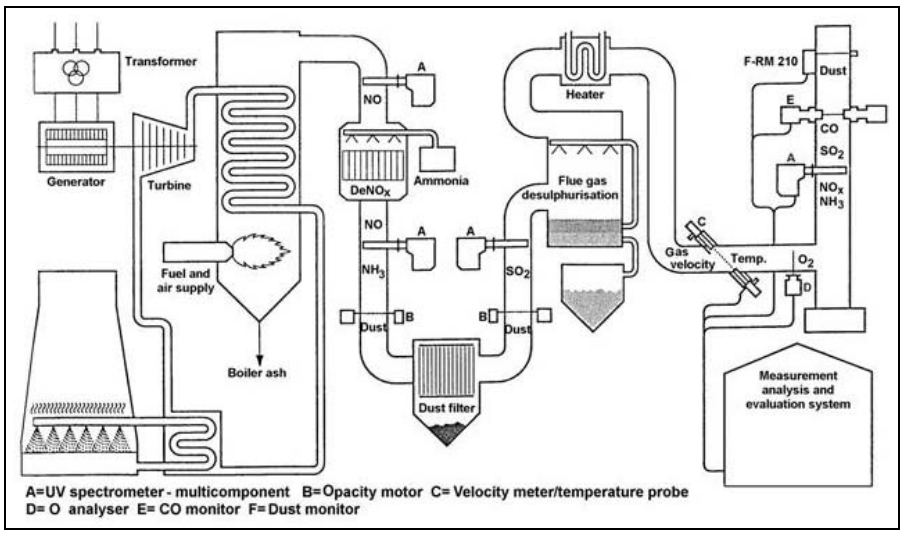


Abbildung 3.43: Beispiel für Verfahrenüberwachung und Überwachung der Luftemissionen in Kraftwerken [106, Sloss, 1997]

Transformer	*Transformator;*	*Measurement analysis and evaluation system*
Dust	*Staub;*	*Mess-Analyse und Auswertungssystem;*
Heater	*Wärmetauscher;*	
Ammonia	*Ammoniak;*	*A= UV-Spektrometer-Multikomponente;*
Flue gas desulphurisation	*Abgasentschwefelung;*	*B = Opazitätsmotor;*
Gas velocity	*Gasströmungs-geschwindigkeit;*	*C = Geschwindigkeitsmesser/ Temperaturfühler;*
		D = O2-Analyseeinheit;
Boiler ash	*Kesselasche;*	*E = CO-Meßeinrichtung;*
Dust filter	*Staubfilter;*	*F = Staub-Meßeinrichtung.*

Die Überwachung kann anhand direkter Messwerte vorgenommen werden (d.h. direkte Messung an der Quelle) oder mittels Berechnungen aufgrund der Messung von Betriebsparametern. Bei neuen Anlagen und im Fall wesentlicher Anlagenänderungen können Emissionsfaktoren zur Beurteilung von Emissionen in die Umwelt verwendet werden.

Vor der Durchführung von Messungen können Überwachungspläne aufgestellt werden, um folgende Punkte zu berücksichtigen:

- Betriebsmodus (Notfall- oder Reserveanlagen, Anlagen mit reduzierter Betriebszeit entsprechend dem Energiebedarf z.B. Anlagen mit Spitzenlast- oder Mittellastbetrieb und Anlagen mit Grundlast- oder Vollzeitbetrieb)
- Betriebszustand der Abgasreinigungs- oder Abwasseraufbereitungsanlagen
- Betriebsbedingungen der Anlage (kontinuierlich, diskontinuierlich, Anfahr- und Abfahrbetrieb) und
- Auswirkung der thermodynamischen Querempfindlichkeitsfaktoren

Diese Faktoren bilden die Basis zur Auswahl folgender Betriebsbedingungen:

- bei denen die höchsten Emissionen registriert werden können;
- zur Auswahl der Anzahl und Dauer der Messungen
- zur Auswahl der geeignetsten Messmethode
- zur Bestimmung der Messstellen und spezifischer Messpositionen. Für Wasserverunreinigungen können qualifizierte Stichproben benutzt werden oder 24-Stunden-Mischproben aufgrund von abwasserstromproportionaler oder zeitgemittelter Probenahmen.

Im Dauerbetrieb ist i.d.R. eine Mindestzeit zur Probenentnahme oder zur Messung von einer halben Stunde (halbstündlicher Mittelwert) erforderlich. Zur Bestimmen von Stoffen wie beispielsweise PCDD/PCDF sind längere Messzeiten notwendig und folglich können wegen der Nachweisgrenze andere Referenzzeiten erforderlich sein. Im Dauerbetrieb, wenn nur leichte Fluktuationen bei den Emissionsmerkmalen auftreten,

können drei Einzelmessungen auf höchstem Emissionsniveau vorgenommen werden. Die Probennahmen und Messungen erfolgen nur während des Anlagenbetriebs, und Verdünnungsluft ist auszuschließen.

3.14.4.1 Kontinuierliche Emissionsüberwachung

Allgemein sind direkte Messungen die präzisesten und bevorzugten Verfahren der Emissionsüberwachung. Kontinuierliche Emissionsüberwachung einer Anzahl von Komponenten in Gasen oder im Abwasser ist in mehreren Fällen möglich, exakte Konzentrationen (mg/Nm^3, ppm oder mg/l) können kontinuierlich bzw. als Mittelwerte über festgelegte Zeiträume (halbstündlich, täglich usw.) registriert werden. Allerdings sind die Vorbedingungen dafür, dass die vorhandene Infrastruktur gut ist und dass qualifiziertes Betriebspersonal für die Anlage zur Verfügung steht (für Kalibrierverfahren usw.). In diesen Fällen bietet eine Analyse der Durchschnittswerte und die Anwendung von Perzentilen ein flexibles Verfahren zum Nachweis der Übereinstimmung mit den Genehmigungsanforderungen. Anlagentechnisch bedingte Unterschiede wie beispielsweise beim Über/Unterdruck im Abgas, Druckschwankungen und bei der Abgastemperatur usw. müssen bei der Auswahl der Meßeinrichtung in Betracht gezogen werden. In diesen Fällen werden diskontinuierliche Messungen wie z.B. jährliche/halbjährliche Messungen bevorzugt, sofern es sich praktisch anbietet.

3.14.4.2 Einzelmessungen

In Fällen, in denen eine kontinuierliche Überwachung nicht machbar ist, wird der Wert über den Probennahmezeitraum gemittelt. Konzentrationswerte des Abwassers werden oftmals als Gesamtwert der löslichen und der nicht löslichen Stoffe angegeben.

3.14.4.3 Emissionsbewertung aufgrund gemessener Betriebsparameter

Es ist nicht immer notwendig, direkte Emissionen von einer Quelle zu messen, um die tatsächlichen Emissionen zu quantifizieren. Bei Quellen mit relativ hochwertigen Emissionsfaktoren oder Emissionsbewertungsalgorithmen, die nachweislich Emissionen mit höherem Genauigkeitsgrad in einem typischen Bereich von Betriebsbedingungen prognostizieren lassen, können Emissionen überwacht werden, indem diese Betriebsdaten erfasst und verarbeitet werden [1, Corinair, 1996]. Die Anwendung entsprechend bestimmter Emissionsfaktoren kann zuverlässigere und stabilere Daten hinsichtlich der Gesamtemission liefern als wenige Probenahmen/Messungen an einzelnen Stellen.

Bei Gasturbinen werden allgemein abschätzende Emissionsüberwachungssysteme eingesetzt, um den $NO_X/CO/CO_2$ -Ausstoß zu bestimmen. Diese Systeme sind rechnergestützt und beruhen auf der Erfassung einer Reihe von technischen Werten wie beispielsweise dem Brennstofffluss, der Feuerungstemperatur, dem Umgebungsdruck/-temperatur usw. Die Parameter werden dann mittels eines für jede Anlage spezifischen Algorithmus verarbeitet, um die relevanten Schadstoffkonzentrationen von Emissionen in die Luft und die Massenkonzentrationen davon abzuleiten. Die Systeme werden gewöhnlich bei diskontinuierlicher Überwachung einmal jährlich kalibriert und haben sich als sehr präzise erwiesen. Es gibt auch firmeneigene und einige kommerziell verfügbare Überwachungssysteme.

Die Brennstoffanalyse kann zur Vorhersage von Emissionen wie beispielsweise SO_2 oder CO_2 und Elementen wie z.B. Metallen und sonstigen Emissionen auf der Grundlage der Erhaltungsgesetze angewandt werden, wenn der Brennstoffdurchsatz gemessen wird. Die Anwesenheit gewisser Elemente wie beispielsweise Schwefel und Metalle im Brennstoff kann dann dazu benutzt werden, um ihr Vorhandensein in Rohabgasströmen zu berechnen [2, ESP A, 1999]. Ausgehend von der vollständigen Umwandlung von Schwefel können SO_2-Emissionen, z.B. aus der Ölfeuerung, aufgrund des Gehalts von Schwefel im Öl berechnet werden.

3.14.4.4 Emissionsfaktoren

Falls keine Messdaten vorhanden sind, können auch Emissionsfaktoren zur Bewertung von Emissionen aus Großfeuerungsanlagen herangezogen werden. Emissionsfaktoren können entweder auf dem Brennstoffverbrauch (g/t verbrauchten Brennstoffs) oder dem Energieverbrauch (g/GJ Energieeinsatz) beruhen .

Eine Feuerungsanlage kann entweder als Gesamteinheit betrachtet werden (d.h. unabhängig von der Art/Größe des einzelnen Kessels) oder als Baugruppe ihrer Einzelkomponenten, d.h. auf der Grundlage der einzelnen Kessel. Die Unterschiede hinsichtlich der Konstruktion und des Betriebs der Kessel, der verwendeten Brennstoffs und/oder der installierten Vorrichtungen zur Emissionsminderung bedingen unterschiedliche Emissionsfaktoren. Dasselbe gilt für Gasturbinen und Verbrennungsmotoranlagen.

Zur Bestimmung der Ausstoßmenge eines Schadstoffs anhand eines Emissionsfaktors ist es auch notwendig, Informationen über die Betriebszeit der Anlage zu erhalten. Die
Betriebszeit und der Emissionsfaktor müssen auf derselben Betrachtungsebene (d.h. der Anlage als Ganzes oder auf der Grundlage der einzelnen Dampfkessel) unter Anwendung der verfügbaren Daten bestimmt werden (z.B. Brennstoffverbrauch). Für die Betriebszeit wird der Energieaufwand in (GJ) verwendet, aber prinzipiell wird auch auf andere Faktoren Bezug genommen.

Um Emissionsfaktoren zu erhalten, werden zwei unterschiedliche Ansätze vorgeschlagen:
Allgemeiner Emissionsfaktor: Der allgemeine Emissionsfaktor ist ein Durchschnittswert für bestimmte Kategorien von Feuerungsanlagen , wobei Minderungsmaßnahmen (primäre und sekundäre) berücksichtigt werden. Ein allgemeiner Emissionsfaktor bezieht sich nur auf den verwendeten Brennstofftyp und gilt für alle betrachteten Schadstoffe mit Ausnahme von SO_2. Er kann nicht für SO_2 verwendet werden, weil der Schwefelgehalt im Brennstoff für die entsprechende Bestimmung von SO_2-Emissionen benötigt wird. Es sollten nur allgemeine Emissionsfaktoren angewandt werden (als provisorische Maßnahme), wenn keine Technik spezifischen Daten vorliegen.

Spezifischer Emissionsfaktor: Der spezifische Emissionsfaktor ist ein individuell festgelegter Wert für Feuerungsanlagen unter Berücksichtigung von Minderungsmaßnahmen (primäre und sekundäre). Ein spezifischer Emissionsfaktor bezieht sich auf individuelle Brennstoffmerkmale (z.B. Schwefelgehalt im Brennstoff) und auf technologie-spezifische Parameter.

Grundsätzlich sollten Anlagen spezifische Daten, sofern sie verfügbar sind, für die Bestimmung der Emissionsfaktoren verwendet werden. Jedem Parameter der Emissionsfaktoren sowie der Betriebszeit und den Produktionsdaten wird ein Buchstabe einem Qualitäts-Rating entsprechend den folgenden Definitionen zugewiesen. Gemäß [1, Corinair, 1996] gelten die folgenden Richtlinien:

A eine Bewertung beruhend auf einer Vielzahl von Messungen bei vielen Anlagen, die den Sektor vollständig repräsentieren.

B eine Bewertung aufgrund einer Vielzahl von Messungen bei vielen Anlagen, die einen großen Teil des Sektors repräsentieren.

C eine Bewertung aufgrund einer Anzahl von Messungen bei wenigen repräsentativen Anlagen, oder eines technischen Gutachtens aufgrund einer Reihe relevanter Tatsachen.

D eine Bewertung aufgrund einer Einzelmessung oder einer technischen Berechnung aufgrund einer Reihe relevanter Fakten und einiger Annahmen.

E eine Bewertung nur aufgrund einer technischen Berechnung, die lediglich auf Annahmen beruht.

Weitere detaillierte Informationen über Emissionsbewertungen unter Verwendung von Emissionsfaktoren und des allgemeinen Qualitäts-Ratings durch das Kombinieren verschiedener Qualitäts-Ratings, beispielsweise für den Emissionsfaktor und die Betriebszeit , entnehmen Sie bitte dem EMEP/CORINAIR Atmospheric Emission Inventory Guidebook [1, Corinair, 1996].

3.14.5 Berichterstattung über Emissionsdaten

Alle Messberichte und Messprotokolle müssen mit den relevanten nationalen und internationalen Richtlinien übereinstimmen.

Der Bericht enthält gewöhnlich Folgendes:

- die Zielsetzung für die Überwachungsmaßnahme
- allgemeine Informationen über die Messungen
- eine Beschreibung der Anlage, ihres Zustands und ihrer Betriebsdaten
- Betriebsbedingungen während der Messung
- Informationen über die Meßplanung
- Einzelheiten über die Orte der Stichprobenentnahmen
- Beschreibung der Messverfahren
- tabellarische Präsentation der einzelnen Messungen, einschließlich der Temperaturen, der Gasströmungsraten oder des Gasvolumenstroms
- eine Ergebnisbewertung
- eine Fehlerbetrachtung
- eine Darstellung der Maßnahmen zur Qualitätssicherung und
- eine Zusammenfassung

3.15 Umweltmanagement-Instrumente

Beschreibung
In der Regel werden die besten Umweltleistungen durch die Einführung der besten Technologie und deren möglichst effektiven und effizienten Betrieb erzielt. Dieser Tatsache wird in der Definition von „Techniken“ in der IVU-Richtlinie Rechnung getragen, die darunter „*sowohl die angewandte Technologie als auch die Art und Weise, wie die Anlage geplant, errichtet, unterhalten, betrieben und außer Betrieb genommen wird*“ versteht.

In IVU-Anlagen stellen Umweltmanagementsysteme (UMS) ein Werkzeug dar, das Betreiber benutzen können, um die Fragen der Auslegung, Errichtung, Wartung, des Betriebs und Stilllegung auf systematische und nachvollziehbare Weise bearbeiten zu können. Ein UMS umfasst die Organisationsstruktur, Zuständigkeiten, Verfahrensweisen, Prozeduren, Abläufe und Ressourcen für die Entwicklung, Umsetzung, Erhaltung, Überprüfung und Kontrolle der Umweltpolitik. Am effektivsten und effizientesten sind Umweltmanagementsysteme, wenn sie integraler Bestandteil des Gesamtmanagements und des Betriebes einer Anlage sind.

Innerhalb der Europäischen Union haben sich viele Organisationen entschieden, freiwillig ein Umweltmanagementsystem nach EN ISO 14001:1996 oder dem EU-Umwelt-Audit-System EMAS einzuführen. EMAS beinhaltet die Anforderungen an das Managementsystem nach EN ISO 14001, legt darüber hinaus jedoch Wert auf die Einhaltung von Rechtsvorschriften, erreichte Umweltleistung und die Einbeziehung der Mitarbeiter. Außerdem fordert es die externe Verifizierung des Managementsystems und die Validierung einer öffentlichen Umweltschutzerklärung (nach EN ISO 14001 ist die Eigenerklärung eine Alternative zur externen Verifizierung). Außerdem gibt es auch viele Organisationen, die sich für nicht standardisierte UMS, die auf ihre Bedürfnisse zugeschnitten sind, entschieden haben.

Während die zwei genormten Systeme (EN ISO 14001:1996 und EMAS) und auch die nicht genormten („benutzerdefinierten“) Systeme grundsätzlich die *Organisation* als die betrachtete Einheit sehen, legt das vorliegende Dokument eine engere Begriffsdeutung an: Z.B werden nicht alle Faktoren des Unternehmens mit einbezogen, wie beispielsweise seine Produkte und Leistungen, da die durch die IVU-Richtlinie regulierte Einheit die *Anlage* (gemäß Definition in Artikel 2) ist.

Umweltmanagementsysteme (UMS) für IVU-Anlagen können die folgenden Bestandteile haben:

(a) Definition einer Umweltpolitik
(b) Planung und Festlegung von Aufgaben und Zielen
(c) Einrichtung und Durchführung von definierten Verfahrensabläufen
(d) Überprüfung und Korrekturmaßnahmen
(e) Überprüfung durch die Betriebsleitung/das Management
(f) Erstellung einer regelmäßigen Umwelterklärung
(g) Validierung durch eine akkreditierte Zertifizierungsstelle oder einen externen UMS-Prüfer
(h) Konstruktive Aspekte für die Außerbetriebnahme der Anlage im Falle der Stilllegung
(i) Entwicklung sauberer Technologien
(j) Vergleich betrieblicher Leistung mittels Kennzahlen (Benchmarking).

Diese Bestandteile werden im Folgenden ausführlicher erläutert. Detaillierte Informationen zu den Bestandteilen (a) bis (g), die alle im EMAS enthalten sind, finden sich in der unten angegeben Literatur.

(a) Definition einer Umweltpolitik

Die Unternehmensleitung ist verantwortlich für die Festlegung einer Umweltpolitik für die Anlage und hat dafür Sorge zutragen, dass diese:

- der Art, dem Umfang und den Umweltauswirkungen der Tätigkeiten gerecht wird,
- eine Verpflichtung zur Vermeidung und Kontrolle von Umweltverschmutzungen enthält,
- eine Verpflichtung zur Einhaltung sämtlicher relevanter anwendbarer Umweltgesetze und -bestimmungen sowie anderer Anforderungen enthält, denen die Organisation verpflichtet ist,
- den Rahmen für die Festlegung und Prüfung von Aufgaben und Zielen setzt,
- dokumentiert ist und an allen Mitarbeitern bekannt gemacht wird,
- der Öffentlichkeit und sämtlichen interessierten Parteien zugänglich ist.

(b) Planung, d.h.:

- Verfahren zur Bestimmung von Umweltaspekten der Anlage, damit diejenigen Tätigkeiten erkannt werden können, die eine wesentliche Auswirkung auf die Umwelt haben oder haben können, sowie aktualisiert halten dieser Informationen
- Verfahren zur Bestimmung des Zugriffs auf rechtliche und andere Vorschriften, denen die Organisation unterliegt und die auf die Umweltaspekte ihrer Tätigkeiten anwendbar sind
- Festlegung und kontinuierliche Überprüfung dokumentierter Umweltschutzaufgaben und -ziele, wobei die rechtlichen und anderen Vorschriften sowie die Standpunkte interessierter Parteien berücksichtigt werden
- Einrichten und regelmäßige Aktualisierung eines Umweltmanagementprogramms, das die Festlegung von Verantwortlichkeiten für das Erreichen von Zielsetzungen und Einzelzielen für jede relevante Funktion und Ebene ebenso einschließt, wie Mittel und Wege und den Zeitraum zu ihrer Erreichung.

(c) Einrichtung und Durchführung von definierten Verfahrensabläufen

Es ist wichtig, Systeme eingerichtet zu haben, mit denen gewährleistet ist, dass Prozeduren bekannt sind, verstanden und eingehalten werden; ein wirksames Umweltmanagement beinhaltet deshalb:

(i) Struktur und Zuständigkeiten

- Festlegung, Dokumentation und Mitteilung von Rollen, Zuständigkeiten und Befugnissen, wozu auch die Benennung eines speziell für das Management Verantwortlichen gehört.
- Bereitstellung von ausreichenden Mitteln, die für die Umsetzung und Steuerung des Umweltmanagementsystems unabdingbar sind, wozu Mitarbeiter, spezielle Fähigkeiten sowie technologische und finanzielle Mittel zählen.

(ii) Schulung, Problembewußtsein und Kompetenz
- Identifizierung des Schulungsbedarfs, damit sichergestellt ist, dass sämtliche Mitarbeiter, deren Arbeit wesentlichen Einfluss auf die Umweltauswirkungen einer Aktivität haben, entsprechend geschult wurden.

(iii) Kommunikation
- Einrichtung und Pflege von Verfahren für die interne Kommunikation zwischen den verschiedenen Ebenen und Funktionen des Betriebs einerseits und von Verfahren zur Förderung des Dialogs mit externen interessierten Parteien andererseits, sowie von Verfahren zur Entgegennahme, Dokumentation und ggf. Bearbeitung von relevanten Kommunikation mit externen interessierten Parteien.

(iv) Einbeziehung von Mitarbeitern
- Einbeziehung der Mitarbeiter in den Prozess zur Erreichung einer hohen Umweltschutzleistung durch angemessene Beteiligung, wie z.B. Vorschlagsystem, projektbasierte Gruppenarbeiten oder Umweltausschüsse.

(v) Dokumentation
- Erstellung und Pflege von aktuellen Informationen in elektronischer oder Papierform, mit denen die Kernelemente des Managementsystems und ihre Wechselwirkungen beschrieben und Hinweise auf damit in Verbindung stehende Dokumentation gegeben werden.

(vi) Effiziente Prozesssteuerung
- Angemessene Steuerung der Prozesse in allen Betriebsweisen, d.h., während der Vorbereitungs- und Startphase, im Routinebetrieb, beim Herunterfahren und unter Ausnahmebedingungen.
- Bestimmung der Schlüsselindikatoren für die Leistung und der Methoden zur Messung und Steuerung dieser Parameter (z. B. Durchfluss, Druck, Temperatur, Zusammensetzung und Menge).
- Dokumentation und Untersuchung von betrieblichen Ausnahmebedingungen zur Identifizierung und anschließenden Behebung der Grundursachen zwecks Vermeidung ihres wiederholten Auftretens (dies lässt sich durch eine Arbeitsatmosphäre ohne Schuldzuweisungen erzielen, in der es wichtiger ist, Ursachen zu erkennen, als Einzelnen Schuld zuzuweisen).

(vii) Wartungsprogramm
- Erstellung eines strukturierten Programms für die Wartung auf Grundlage der technischen Beschreibungen der Geräte, Normen etc., sowie für das Versagen von Geräten und der sich daraus ergebenden Folgen.
- Unterstützung des Wartungsprogramms durch geeignete Dokumentationssysteme und Tests.
- Eindeutige Zuweisung der Zuständigkeiten für die Planung und Durchführung von Wartungsarbeiten.

(viii) Vorbereitung auf Notfälle und Reaktionen im Notfall
- Erstellung und Pflege von Verfahren zur Identifizierung von möglichen Unfall- und Notfallsituationen, sowie zur Festlegung der Reaktionen darauf und zur Vermeidung und Verminderung etwaiger damit verbundener Umweltauswirkungen.

(d) <u>Überprüfung und Korrekturmaßnahmen, d. h.:</u>

(i) Überwachung und Messungen
- Erstellung und Pflege dokumentierter Verfahrensabläufe zur regelmäßigen Überwachung und Messung der wichtigsten Charakteristika von Prozessen und Aktivitäten, die wesentliche Auswirkungen auf die Umwelt haben können. Dazu gehören die Aufzeichnung von Informationen zur Verfolgung der erzielten Ergebnisse, relevante betriebliche Kontrollen und die Einhaltung der für die Anlage festgelegten Umweltzielsetzungen und -einzelziele *(siehe auch BVT-Merkblatt zur Emissionsüberwachung)*.
- Festlegung und Pflege eines dokumentierten Verfahrensablaufs zur regelmäßigen Bewertung der Einhaltung relevanter Umweltgesetze und -bestimmungen.

(ii) Korrektur- und Vorbeugemaßnahmen

- Erstellung und Pflege von Verfahrensabläufen zur Festlegung von Verantwortlichkeiten und Befugnissen für den Umgang mit und für notwendige Untersuchung im Falle von Nichteinhaltungen von Genehmigungsauflagen, anderen rechtlichen Vorschriften, Zielsetzungen und Einzelzielen; Ergreifen von Maßnahmen zur Minderung etwaiger Auswirkungen und zur Initiierung und Durchführung von Korrektur- und Vorbeugemaßnahmen, die der Größenordnung des Problems angemessen sind und im richtigen Verhältnis zur aufgetretenen Umweltauswirkung stehen.

(iii) Berichte

- Festlegung und Pflege von Verfahrensweisen zur Identifizierung, Pflege und Vorlage von verständlichen, identifizierbaren und nachverfolgbaren Umweltberichten, einschließlich Schulungsunterlagen und Berichten zu Audit- und Überprüfungsergebnissen.

(iv) Audit

- Erstellung und Pflege eines oder mehrerer Programme und Verfahren für regelmäßige Audits des Umweltmanagementsystems, die Besprechungen mit dem Personal, Inspektionen der Betriebsbedingungen und Anlagenteile sowie die Prüfung von Unterlagen und Dokumentationen beinhalten und in die Abfassung eines schriftlichen Berichts münden. Diese Audits müssen neutral und objektiv von Mitarbeitern (interne Prüfung) oder externen Parteien (externe Prüfung) durchgeführt werden. Die Programme und Verfahren müssen Umfang, Häufigkeit und Methoden für die Audits sowie die Zuständigkeiten und Anforderungen für die Durchführung von Audits und für die Ergebnisberichterstattung festlegen, damit festgestellt werden kann, ob das Umweltmanagementsystem planmäßig funktioniert und ordnungsgemäß umgesetzt und gepflegt wird.
- Abschluss des Audits bzw. des Prüfungszyklus in Intervallen von nicht mehr als drei Jahren, je nach Art, Umfang und Komplexität der Aktivitäten, der Bedeutung der damit einhergehenden Umweltauswirkungen, der Bedeutung und Dringlichkeit der in früheren Prüfungen festgestellten Probleme und der Vorgeschichte der Umweltproblemen. Komplexere Aktivitäten mit bedeutenderen Umweltauswirkungen werden häufiger einer Auditierung unterzogen.
- Es müssen angemessene Mechanismen vorhanden sein, mit denen sichergestellt werden kann, dass die Ergebnisse der Prüfungen nachverfolgt werden.

(v) Regelmäßige Bewertung der Einhaltung rechtlicher Bestimmungen

- Überprüfung der Einhaltung des geltenden Umweltrechts und des Status der Umweltgenehmigungsbedingungen oder -auflagen der Anlage.
- Dokumentation dieser Auswertung.

(e) <u>Überprüfung durch die Betriebsleitung/das Management, d.h.:</u>

- Überprüfung des Umweltmanagementsystems durch die oberste Leitungsebene in von dieser festgesetzten Zeitabständen, damit kontinuierlich die Eignung, Angemessenheit und Effektivität des Systems sichergestellt ist.
- Sicherstellung der Erhebung und Zusammenstellung der notwendigen Information, um der Leitung diese Bewertung zu ermöglichen.
- Dokumentation dieser Überprüfung.

(f) <u>Erstellung einer regelmäßigen Umwelterklärung:</u>

- Erstellung einer Umwelterklärung, in der besonderes Augenmerk auf die mit der Anlage erzielten Ergebnisse im Vergleich zu den jeweiligen Umweltober-und -einzelzielen gelegt wird. Die Umwelterklärung wird regelmäßige erstellt – einmal jährlich oder weniger häufig, je nach Bedeutung der Emissionen, Abfallerzeugung usw. In der Erklärung wird der Informationsbedarf relevanter interessierter Parteien berücksichtigt und sie ist öffentlich zugänglich (z. B. als elektronische Veröffentlichung, in Büchereien usw.).

Bei der Erstellung der Erklärung kann der Betreiber bestehende relevante Umweltindikatoren verwenden, muss dabei aber sicherstellen, dass die gewählten Indikatoren:

i. die Leistung der Anlage genau einschätzen,
ii. verständlich und nicht mehrdeutig sind,
iii. einen Vergleich von Jahr zu Jahr erlauben, damit die Entwicklung der Umweltleistung der Anlage möglich ist,
iv. einen Vergleich mit den nationalen, regionalen oder branchenbezogenen Kennzahlen – soweit sinnvoll und zweckmäßig – erlauben („*benchmarking*“),
v. einen Vergleich mit den zutreffenden behördlichen Anforderungen erlauben.

(g) Validierung durch eine akkreditierte Zertifizierungsstelle oder einen externen UMS-Prüfer:

- Die Überprüfung und Validierung von Managementsystem, Prüfungsverfahren und Umwelterklärung durch eine akkreditierte Zertifizierungsstelle oder einen externen UMS-Prüfer kann bei ordnungsgemäßer Durchführung die Glaubwürdigkeit des Systems erhöhen.

(h) Konstruktive Aspekte zur Außerbetriebnahme der Anlage im Falle der Stilllegung

- Im Planungsstadium für eine neue Anlage sind die Umweltauswirkungen zu berücksichtigen, die von der endgültigen Außerbetriebnahme der Anlage ausgehen, da die Außerbetriebnahme durch vorausschauendes Denken einfacher, sauberer und kostengünstiger wird.
- Die Außerbetriebnahme erzeugt Umweltrisiken für die Kontamination des Bodens (und des Grundwassers) dar und erzeugt große Mengen festen Abfalls. Vorbeugende Techniken sind prozess-spezifisch, aber allgemeine Erwägungen können folgende Punkte umfassen:
  i. Vermeidung von unterirdischer Anlagenteile
  ii. Ausstattung mit Eigenschaften, die den Abbruch erleichtern
  iii. Auswahl leicht zu dekontaminierender Oberflächenstrukturen
  iv. Verwendung von Gerätekonfigurationen, durch die das Einschließen von Chemikalien minimiert wird, und die das Ablaufen lassen oder Endreinigung der Anlagenteile erleichtern.
  v. Planung flexibler, eigenständiger Einheiten, durch die es möglich wird, die Anlage phasenweise zu schließen.
  vi. falls möglich, Verwendung biologisch abbaubarer und wieder verwertbarer Materialien.

(i) Entwicklung saubererer Technologien:

- Der Umweltschutz sollte inhärenter Bestandteil sämtlicher Aktivitäten zum Anlagendesign des Betreibers sein, da Techniken sowohl effektiver als auch kostengünstiger sind, wenn sie zum frühest möglichen Zeitpunkt eingeplant werden. Die Absicht sauberere Technologien zu entwickeln kann beispielsweise durch F&E-Maßnahmen oder Einzelstudien realisiert werden. Alternativ zu internen Aktivitäten kann durch externe Vergabe von Aufträgen sichergestellt werden, auf dem Stand der Entwicklung zu bleiben, beispielsweise durch Kontakt halten oder Beauftragung anderer auf dem Gebiet tätiger Betreiber oder Forschungsinstitute.

(j) Vergleich betrieblicher Leistung mittels Kennzahlen (Benchmarking), d.h.:

– Durchführung systematischer und regelmäßiger Vergleiche mit nationalen, regionalen oder auf Branchen bezogenen Kennzahlen, auch für Aktivitäten im Bereich Energieeffizienz und Energiesparmaßnahmen, für die Wahl der eingesetzten Rohstoffe, Emissionen in die Luft und Einleitungen in das Wasser (beispielsweise unter Verwendung des Europäischen Schadstoffemissionsregisters, EPER), Wasserverbrauch und Abfallerzeugung.

Genormte und nicht genormte Umwelt-Management-Systeme (UMS)

Ein UMS kann ein genormtes oder nicht genormtes („benutzerdefinierter“) System sein. Die Implementierung und Befolgung eines international anerkannten genormten Systems wie EN ISO 14001:1996 kann dem UMS eine höhere Glaubwürdigkeit verleihen, insbesondere, wenn es einer ordnungsgemäß durchgeführten externen Überprüfung unterzogen wird. Die Beteiligung der Öffentlichkeit durch die Umwelterklärung und die Verpflichtung und Sicherstellung geltende umweltrechtliche Bestimmungen einzuhalten, kann EMAS zusätzliche Glaubwürdigkeit verleihen. Prinzipiell können jedoch auch nicht genormte System genauso effektiv sein, sofern sie ordnungsgemäß geplant und umgesetzt werden.

Erzielte Umweltvorteile
Bei der Einrichtung und Einhaltung eines UMS konzentriert liegt das Hauptaugenmerk des Betreibers auf der Umweltleistung der Anlage. Insbesondere die Pflege und Einhaltung eindeutiger Arbeitsanweisungen sowohl für den Normalbetrieb als auch für Ausnahmesituationen und die damit verbundenen Verantwortlichkeitsstrukturen sollten sicherstellen, dass die Einhaltung der Genehmigungsauflagen und anderer Umweltzielsetzungen und -einzelziele für die Anlage jederzeit gewährleistet sind.

Umweltmanagementsysteme gewährleisten normalerweise die laufende Verbesserung der Umweltleistung der Anlage. Je schlechter der Ausgangslage ist, desto signifikantere kurzfristige Verbesserungen können erwartet werden. Wenn die Anlage bereits eine gute Umweltleistung aufweist, hilft das System dem Betreiber, das hohe Leistungsniveau zu halten.

Medienübergreifende Effekte
Umweltmanagementsysteme sind darauf ausgelegt, sich mit den Umweltauswirkungen insgesamt einer Anlage zu befassen, was dem integrierten Ansatz der IVU-Richtlinie entspricht.

Betriebsdaten
Dazu liegen keine spezifischen Informationen vor.

Anwendbarkeit
Die oben beschriebenen Bestandteile lassen sich normalerweise auf alle IVU-Anlagen anwenden. Der Umfang (z. B. die gewählte Detailebene) und die Art des UMS (z. B. genormt oder nicht genormt) hängen im Allgemeinen von der Art, Dimension und Komplexität der Anlage und der Bandbreite ihrer möglichen Umweltauswirkungen ab.

Wirtschaftliche Aspekte
Die genaue Ermittlung der Kosten und des wirtschaftlichen Nutzens der Einführung und Pflege eines guten UMS ist schwierig. Im Folgenden werden einige Studien vorgestellt, die jedoch nur Beispiele darstellen, und deren Ergebnisse nicht immer kohärent sind. Sie sind möglicherweise nicht für alle Branchen in der gesamten EU repräsentativ und sollten daher mit Vorsicht behandelt werden.

In einer schwedischen Studie von 1999 wurden alle 360 ISO-zertifizierten und EMAS-registrierten Unternehmen in Schweden befragt. Die Rücklaufquote betrug 50 %; die Studie kam unter anderem zu dem Schluss, dass:

- der Aufwand für die Einführung und den Betrieb eines UMS hoch, aber - außer im Falle von sehr kleinen Unternehmen - nicht übermäßig hoch ist; für die Zukunft ist ein Rückgang des Aufwands zu erwarten
- eine bessere Koordination und Integration des UMS mit anderen Managementsystemen eine Möglichkeit zur Kostensenkung ist
- die Hälfte aller Umweltzielsetzungen und -einzelziele innerhalb eines Jahres zu Kosteneinsparungen und/oder höheren Erträgen führen
- die größten Kosteneinsparungen durch niedrigere Ausgaben für Energie, Abfallbehandlung und Rohstoffe erzielt wurden
- die meisten Unternehmen der Ansicht sind, dass ihre Marktposition durch das UMS gestärkt wurde; ein Drittel der Unternehmen hat durch das UMS bedingte Ertragszuwächse gemeldet.

In manchen Mitgliedsstaaten werden ermäßigte Gebühren für die Umweltüberwachung verlangt, wenn die Anlage über ein zertifiziertes UMS verfügt.

Eine Reihe von Studien [5] zeigt, dass das Verhältniszwischen Unternehmensgröße und den Kosten der Implementierung eines UMS umgekehrt proportional ist. Ein ähnliches umgekehrt proportionales Verhältnis besteht für den Amortisationsdauer des investierten Kapitals. Beide Faktoren bedeuten für die Implementierung eines UMS in kleinen und mittelständischen Unternehmen - im Vergleich zu größeren Unternehmen - ein ungünstigeres Kosten-Nutzen-Verhältnis.

Einer Schweizer Studie zufolge können sich die durchschnittlichen Kosten für den Aufbau und die Durchführung von ISO 14001 unterscheiden:

- bei Unternehmen mit 1 bis 49 Mitarbeitern: 64000 CHF (44000 EUR) für den Aufbau des EMS und 16000 CHF (11000 EUR) pro Jahr für dessen Betrieb
- bei Industriestandorten mit über 250 Mitarbeitern: 367000 CHF (252000 EUR) für den Aufbau des EMS und 155000 CHF (106000 EUR) pro Jahr für dessen Betrieb.

Diese Durchschnittszahlen sind nicht unbedingt repräsentativ für die tatsächlichen Kosten eines UMS für einen bestimmten Industriestandort, da diese sehr stark abhängig sind von der Anzahl der bedeutsamen Einflussfaktoren (Schadstoffe, Energieverbrauch, ...) und der Komplexität der zu untersuchenden Umweltprobleme.

Eine neuere deutsche Studie (Schaltegger, Stefan und Wagner, Marcus, *Umweltmanagement in deutschen Unternehmen - der aktuelle Stand der Praxis*, Februar 2002, S. 106) gibt die folgenden EMAS-Kosten für verschiedene Industriezweige an. Es ist auffällig, dass diese Zahlen deutlich niedriger liegen als die oben genannten Angaben aus der Schweizer Studie liegen; das zeigt, wie schwierig es ist, die Kosten eines UMS zu beziffern.

Kosten für den Aufbau (EUR):
Mindestens - 18750
Höchstens - 75000
Durchschnitt - 50000

Kosten für die Validierung (EUR):
Mindestens - 5000
Höchstens - 12500
Durchschnitt - 6000

Eine Studie des Unternehmerinstituts/Arbeitsgemeinschaft Selbständiger Unternehmer UNI/ASU von 1997 (*Umweltmanagementbefragung - Öko-Audit in der mittelständischen Praxis - Evaluierung und Ansätze für eine Effizienzsteigerung von Umweltmanagementsystemen in der Praxis*, Bonn) enthält Angaben zu den durchschnittlichen Einsparungen durch EMAS pro Jahr und der durchschnittlichen Amortisationsdauer. Darin wurden beispielsweise bei Implementierungskosten von 80000 EUR durchschnittliche Einsparungen von 50000 EUR pro Jahr festgestellt, was einer Amortisationszeit von etwa anderthalb Jahren entspricht.

Externe Kosten im Zusammenhang mit der Validierung des Umweltmanagementsystems lassen sich anhand der Richtwerte des Internationalen Akkreditierungsforums (http://www.iaf.nu) schätzen.

Anlässe für die Umsetzung
Umweltmanagementsysteme können eine Vielzahl von Vorteilen bieten, z. B.:

- verbesserte Einsicht in Umweltaspekte des Unternehmens
- verbesserte Entscheidungsgrundlagen

[5] (Z. B. Dyllick and Hamschmidt (2000, 73) zitiert in Klemisch H. und R. Holger, *Umweltmanagementsysteme in kleinen und mittleren Unternehmen – Befunde bisheriger Umsetzung,* KNI Papers 01/02, Januar 2002, S. 15; Clausen J., M. Keil und M. Jungwirth, *The State of EMAS in the EU.Eco-Management as a Tool for Sustainable Development – Literature Study,* Institut für ökologische Wirtschaftsforschung (Berlin) und Ecologic – Institut für Internationale und Europäische Umweltpolitik (Berlin), 2002, S. 15.)

- höhere Motivation des Personals
- zusätzliche Möglichkeiten zur Betriebskostenreduzierung und Produktqualitätsverbesserung
- verbesserte Umweltleistungen
- verbessertes Unternehmensimage
- geringere Haftungs-, Versicherungs- und Nichteinhaltungskosten
- größere Attraktivität für Mitarbeiter, Kunden und Investoren
- größeres Vertrauen der Aufsichtsbehörden und damit möglicherweise weniger Reglementierungsaufwand
- verbessertes Verhältnis zu Umweltorganisationen.

Beispielanlagen
Die oben unter (a) bis (e) beschriebenen Punkte sind Bestandteile von EN ISO 14001:1996 und dem EU-Umwelt-Audit-System (EMAS), wogegen die Punkte (f) und (g) nur im EMAS enthalten sind. Diese zwei genormten Systeme werden in einer Reihe von IVU-Anlagen eingesetzt. Beispielsweise gibt es 2 EMAS-registrierte Fischmehl- und Fischölanlagen in Dänemark sowie eine EMAS-registrierte Putenschlacht- und -verarbeitungsanlage im Vereinigten Königreich.

Im Vereinigten Königreich führte das Umweltamt für England und Wales (Environment Agency of England and Wales) 2001 eine Umfrage bei IVU-regulierten Anlagen durch. Diese ergab, dass von den antwortenden Betrieben 32 % ein ISO-14001-Zertifikat besaßen (was 21 % aller IVU-Anlagen entsprach) und 7 % EMAS-registriert waren. Alle Zementwerke im Vereinigten Königreich (etwa 20) sind ISO-14001-zertifiziert, und die Mehrzahl von ihnen ist EMAS-registriert. In Irland, wo die Einrichtung eines UMS (nicht notwendigerweise in genormter Form) für IVU-Genehmigungen gefordert wird, ist bei schätzungsweise 100 von etwa 500 genehmigten Anlagen ein UMS nach ISO 14001 im Einsatz, wobei in den übrigen 400 Anlagen ein nicht genormtes UMS benutzt wird.

Referenzliteratur: [194, EC, 2002].

3.15.1 BVT für Umweltschutz-Management

Eine Anzahl von Umweltschutz-Management-Techniken sind als BVT bestimmt worden. Der Umfang (z.B. Detailliertheitsgrad) und die Art des EMS (z.B. standardisiert oder nicht standardisiert) betreffen allgemein das Wesen, den Umfang und die Komplexität der Anlage sowie verschiedene Auswirkungen auf die Umwelt, die sie verursachen können.

Die BVT muss im Rahmen eines Umweltschutz-Management-Systems (EMS) eingesetzt und danach ausgerichtet werden, das entsprechend den jeweiligen Umständen die folgenden Merkmale aufweist (siehe obiges Kapitel):

- Definition einer Umweltpolitik, die durch das oberste Management zu realisieren ist (das Engagement des obersten Managements gilt als Voraussetzung für die erfolgreiche Anwendung anderer Aspekte des EMS)
- Planung und Schaffung der notwendigen Prozeduren
- Implementierung der Prozeduren unter besonderer Beachtung der
    - Struktur und Verantwortlichkeit
    - Schulung, Umweltbewusstsein und Kompetenz
    - Kommunikation
    - Einbeziehung der Mitarbeiter
    - Dokumentation
    - effiziente Prozessüberwachung
    - Wartungsprogramme
    - Notfallbereitschaft und Reaktion
    - Sicherung der Einhaltung des Umweltschutzrechts
    - Leistungsprüfung und Korrekturmaßnahmen unter besonderer Beachtung der
    - Kontrolle und Messung *(siehe auch Referenzdokument zur Emissionsüberwachung)*
    - Korrektur- und Vorbeugungsmaßnahmen

- Pflege der Nachweisdokumentation
- unabhängige (soweit praktisch möglich) interne Audittätigkeit um festzustellen, ob die geplanten Maßnahmen mit dem Umweltschutz-Management-System im Einklang stehen und ob es ordnungsgemäß eingerichtet ist und unterhalten wird.

- Prüfung durch oberstes Management.

Drei weitere Aspekte, welche die obigen schrittweise ergänzen können, gelten als unterstützende Maßnahmen. Allerdings wird ihr Fehlen nicht als BVT-Verstoß erachtet. Diese drei Zusatzschritte sind:

- Prüfung und Validierung des Managementsystems und des Auditverfahrens durch eine akkreditierte Zertifizierungsbehörde oder einen externen EMS-Prüfer
- Verfassen und Veröffentlichung (und möglichst externe Validierung) einer regelmäßigen Umweltschutzerklärung unter Beschreibung aller wesentlichen Umweltschutzaspekte der Anlage, wodurch ein jährlicher Vergleich anhand der Umweltziele sowie der sektoralen Benchmarks, sofern angebracht, möglich ist.
- Implementierung und Einhaltung eines international akzeptierten freiwilligen Systems wie beispielsweise EMAS und EN ISO 14001/1996. Dieser freiwillige Schritt könnte dem EMS größere Zuverlässigkeit verleihen. Vor allem EMAS, dass alle oben genannten Merkmale in sich vereinigt, erhöht den Grad der Zuverlässigkeit. Nicht standardisierte Systeme jedoch können prinzipiell gleichermaßen wirksam sein, vorausgesetzt sie sind ordnungsgemäß gestaltet und implementiert.

Speziell bei diesem industriellen Sektor* ist es auch wichtig, die folgenden potentiellen EMS-Merkmale zu berücksichtigen:

- Berücksichtigung der Umweltbeeinflussung durch die abschließende Außerbetriebnahme der Anlage in der Entwurfsphase der Neuanlage
- Berücksichtigung der Entwicklung sauberer Technologien
- sofern praktisch möglich, sektorales Benchmarking in regelmäßigen Abständen, einschließlich der Energieeffizienz und Maßnahmen zur Energieeinsparung, Auswahl der Einsatzstoffe , Luftemissionen, Einleitung in Wasser, des Wasserverbrauchs und der Abfallerzeugung

3.16 Einführung des integrierten Ansatzes zum ganzheitlichen Umweltschutz

In diesem Punkt wird der integrierte Ansatz ausgehend von drei Standpunkten behandelt [59, Finnish LCP WG, 2000]:

- Wechselwirkungen der Techniken zur Emissionsminderung für unterschiedliche Schadstoffe durch immanente Merkmale der betreffenden GFA-Anlage
- Abhängigkeit von der Leistung einer bestimmten Technik zur Schadstoffemissionsminderung als Funktion des Einflusses anderer Umweltmedien, der Energie, der Verbrauchsmittel, der erzeugten Strömungen und der Qualität von Abfallstoffen und ihrer Wirtschaftlichkeit.
- die Notwendigkeit eines geeigneten Ausgleichs zwischen Umweltnutzen (Minderung verschiedener Schadstoffemissionen), medienübergreifenden Wirkungen und des Aufwands an Geld und Energie.

Ein Beispiel für Wechselwirkungen bezüglich des GFA-Schadstoffsausstoßes ist die gegenseitige Abhängigkeit zwischen den NO_X-Emissionen von einem Low-NO_X-Brenner, dem unverbrannten Kohlenstoff, CO und Kohlenwasserstoffen. Versuche zum Minimieren der NO_X-Entstehung bewirken an einem gewissen Punkt, dass sich der unverbrannte Brennstoff-Anteil rapide erhöht. Dadurch wird nicht nur die Feuerungseffizienz beeinträchtigt, sondern auch neue Schadstoffe erzeugt, CO und unverbrannte Kohlenwasserstoffe, deren Eliminierung aus dem Abgas zu vertretbaren Kosten nicht möglich ist. Ferner kann Flugasche mit unverbranntem Kohlenstoff oberhalb einer Grenze von 5% nicht mehr in Zement oder für andere Zwecke in der Bauindustrie eingesetzt werden, wodurch die Notwendigkeit entsteht, Flugasche in Deponien zu entsorgen.

Ein weiteres Beispiel ist die Abhängigkeit der Bildung von NO_X und N_2O von der Temperatur der Wirbelschichtfeuerung. Die NO_X-Bildung kann auf ein Minimum begrenzt werden, indem die Temperatur der Wirbelschichtfeuerung verringert wird, doch ab einem gewissen Punkt beginnt der N_2O-Ausstoß sich zu erhöhen. Es muss ein Kompromiss zwischen den Feuerungstemperaturen gefunden werden, und es muss abgeschätzt werden, welche Temperatur den besten allgemeinen Ausgleich erzielt. Zusätzlich zu Stickstoffoxiden wird das Abscheiden von Schwefel in einer Wirbelschicht durch Zugabe von Kalkstein gleichfalls durch die Temperatur der Wirbelschicht beeinflusst.

Ein anderes Beispiel ist die katalytische Reduktion von NO_X. Während sie ein effektives Mittel zu Verminderung von NO_X-Emissionen darstellt, erfolgt dadurch ein winziger Ammoniakausstoß (Ammoniak-Schlupf) in die Umwelt. Ferner stellen der Transport, die Handhabung und Lagerung von Ammoniak selbst eine Umweltgefahr dar. Das Risiko ist bei kleineren Anlagen nicht so groß, wenn gewöhnlich eine wässrige Ammoniaklösung verwendet wird, aber bei Großanlagen, wo flüssiges Ammoniak verwendet wird, können die Folgen eines Unfalls schwerwiegend sein.

Betrachtet man die Leistung einer Technik zur Schadstoffminderung gegenüber dem finanziellen Aufwand für den Einsatz dieser Technik sowie den Bedarf an Energie und Verbrauchsmaterial und die Notwendigkeit, alle erzeugten Abfälle zu verarbeiten, so lautet die allgemeine Faustregel bei vielen Techniken, dass sich durch Einsatz von mehr finanziellen Mitteln bessere Ergebnisse erzielen lassen. Ein Beispiel ist die Schwefelminderung bei Wirbelschichtfeuerungen. Der Grad der Schwefelabscheidung durch Zugabe von Kalkstein in die Wirbelschichtfeuerung verbessert sich, je mehr überschüssiger Kalkstein verwendet wird. Daher erfordert eine starke Schwefelminderung gleichzeitig den erhöhten Einsatz von Kalkstein. Das bedeutet wiederum, dass größere Mengen von Asche entsorgt werden müssen. Sowohl die Verwendung von Kalkstein als auch der erhöhte Ascheanfalls sind aus Sicht des Umweltschutzes unerwünschte Nebenwirkungen bei verbesserter Schwefeleliminierung in der Wirbelschichtfeuerung.. Ein weiteres Ergebnis eines hohen Ca-Gehalts in der Asche kann sein, dass die Asche nicht mehr verwendbar ist. Die Situation hinsichtlich des Ca-Verbrauchs ähnelt qualitativ der halbtrockenen Abgas-Entschwefelung.

Bei nass-arbeitender Entschwefelung wird kein Kalziumüberschuss benötigt. Darüber hinaus ist er nicht verwendbar, wenn Gips mit kommerzieller Qualität als Endprodukt gewünscht wird. Um jedoch eine höhere Minderungseffizienz zu erzielen, ist ein größerer Waschreaktor erforderlich, und es wird mehr Elektroenergie verbraucht durch die Umwälzpumpen für die Waschsuspension, die mit dem Waschen verbundenen Saugzuggebläse sowie den zugehörigen Wärmeaustauschern. Wird ein hoher Entschwefelungsgrad gefordert, ist

der Zuwachs von Ca-Verbrauch und Gipserzeugung gering, aber es wird mehr Elektroenergie verbraucht, und somit wird mehr CO_2 in die Luft ausgestoßen.
Der Wirkungsgrad der Staubabscheidung sowohl im Elektrofilter als auch im Schlauchfilter ist fast endlos steigerungsfähig mit zunehmender Größe der Anlage und damit auch den Anlagekosten. Die Bedingungen in Bezug auf die selektive katalytische NO_X-Minderung sind analog: durch Einsatz zusätzlicher Katalysator-Lagen können ein besserer Abscheidegrad und ein geringerer Ammoniak-Schlupf erreicht werden.

4 COMBUSTION TECHNIQUES FOR COAL AND LIGNITE

The current situation of coal- and lignite-fired large combustion plants in the EU, regarding capacity, number of units and age of the plants are presented in Figure 4.1– Figure 4.4.

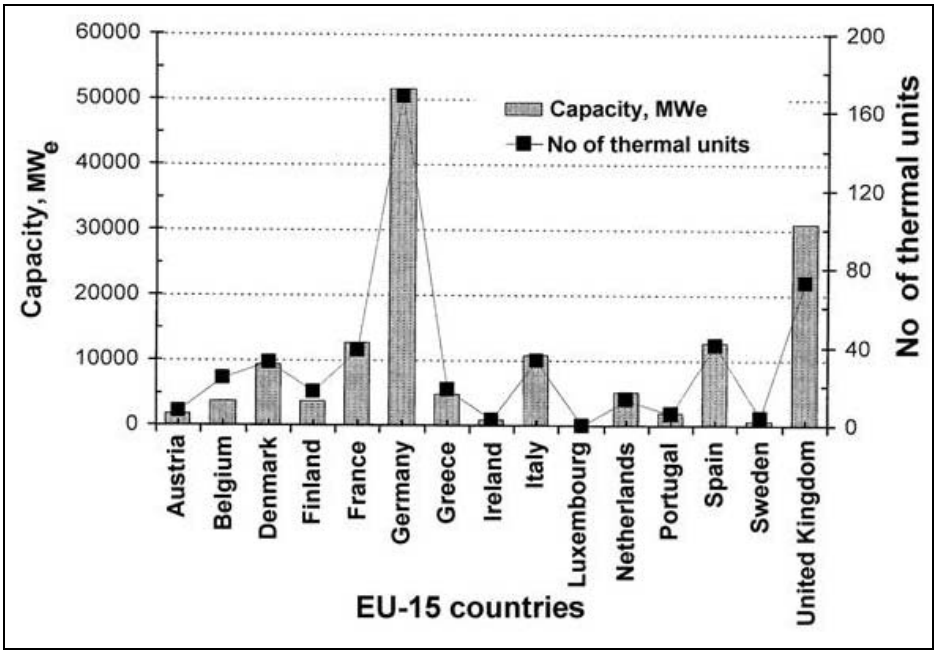


Figure 4.1: Coal- and lignite-fired power plants in EU-15 countries [110, Kakaras und Grammelis, 2000]

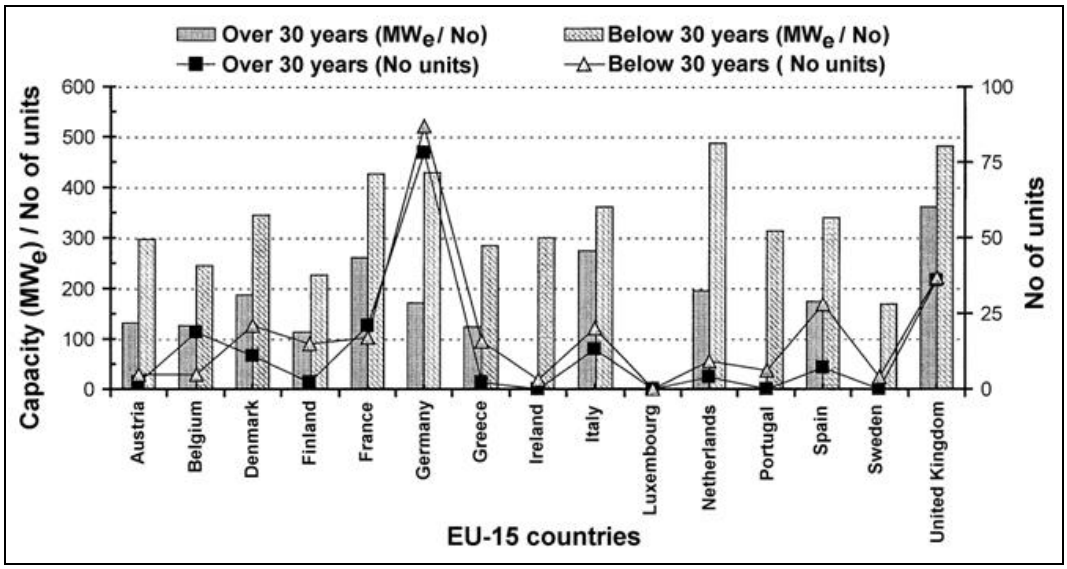


Figure 4.2: Capacity and age of coal- and lignite-fired power plants in EU-15 countries [110, Kakaras and Grammelis, 2000]

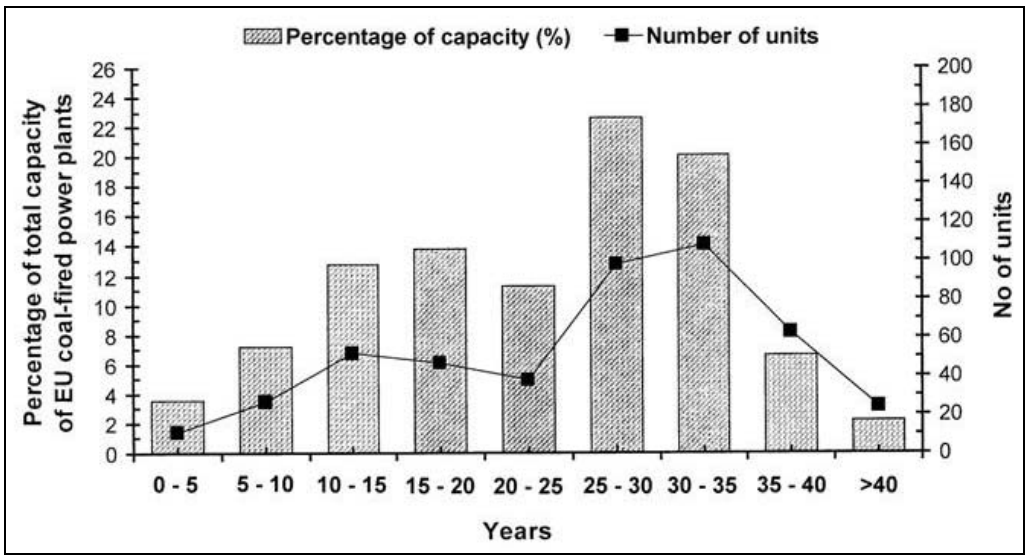


Figure 4.3: Age of coal- and lignite-fired power plants in EU-15 countries
[110, Kakaras and Grammelis, 2000]

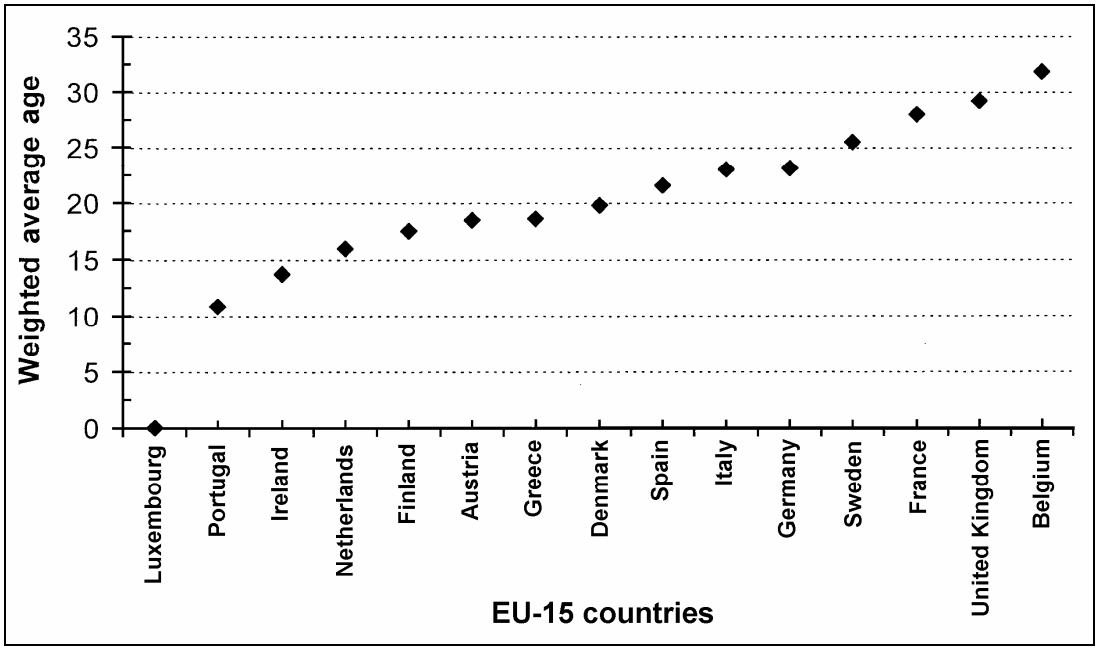


Figure 4.4: Capacity weighted average age of coal- and lignite-fired power plants in EU-15 countries
[110, Kakaras and Grammelis, 2000]

4.1 Applied processes and techniques

In most countries, fossil-fuelled condensing power plants using hard coal and lignite are the backbone of the power generation system. In this part of the chapter, information is provided about processes and techniques applied in large coal and lignite-fired combustion plants.

4.1.1 Unloading, storage and handling of coal, lignite and additives

4.1.1.1 Coal and lignite

Solid fuels such as coal and lignite are supplied by ships, trains, and lorries, depending on the transport distance involved and what transport systems are available at mines and LCP sites. Unloading normally takes place with belt conveyors. LCPs near to mines or harbours may also be supplied with fuel directly from the mine or harbour by belt conveyors.

Coal and lignite are normally stored in open stockpiles (coal yards) with a storage capacity from few days up to three month use, and in several cases even enough supply for up to one year of operation. This additional storage capacity helps fuel supply security, as it lessens the dependence on transport logistics. The capacity of the storage facility depends on various parameters, such as, for example, fuel prices and availability, the company's stock policy, security of the supply and on weather conditions. Fuel is normally transferred from the stockpile to the plant using belt conveyors. A buffer storage (e.g. coal bunkers with a capacity for a few hours operation, usually from 4 to 24 hours) exists within the LCP to cover periods when delivery from the coal yard is not possible.

The storage and transport of fuel can cause dust formation. For this reason, open stockpiles may be sprayed with water to control fine dust particle emissions, unless the fuel's moisture is already high enough so that spraying is not necessary. During open loading and unloading of the stockpile, the height of the fuel drop onto the stockpile or between belt conveyors has to be as low as possible to avoid fugitive dust emissions. In urban regions, transport systems are often closed-systems and operated with pressures below atmospheric pressure, to minimise fugitive emissions. Fabric filters are often used to clean the collected air of dispersed fuel particles.

For certain solid fuels, full enclosure during both transport and storage is now being specified. This is, for instance, the case with petroleum coke, where fine dust enriched with higher levels of nickel, vanadium and PAHs can be relesed by transport and storage.

4.1.1.2 Additives and treatment reagents

Additives and chemical treatment reagents are often used for a variety of purposes in a combustion plant. They may be used in abatement equipment, such as desulphurisation plants, and for reducing nitrogen oxides, as well as in water and waste water treatment plants. For instance, chemical reagents are used as additives for boiler make-up water and biocides are used in cooling systems.

The supplier or employer specifies the appropriate storage of these materials. As reagents can react together, the storage and handling methods applied usually involve segregating any reactive materials. Liquids are usually stored in drums or tanks in open or enclosed bunded areas, acid- or chemical-resistant coatings are also used. Fine pulverised solids such as lime are generally stored indoors in silos, in drums or bags and with isolated drainage systems. Coarse structured solid raw materials are often stored in open storage areas. Pneumatic or mechanical (e.g. screw conveyors, bucket elevators, etc.) transportation systems are used to transport the materials.

The distribution of gases within the site is normally carried out inside pipelines, which are situated overhead, and which include good damage protection systems. Health and safety regulations govern the storage, handling and distribution of liquid or gaseous ammonia, which are used in SCR and SNCR plants to reduce NO_X emissions.

4.1.2 Pretreatment of coal and lignite

Careful selection of the coal is an effective way of reducing air and water emissions and of reducing residues. Low levels of sulphur and ash need to be given particular attention when using coal as a fuel when using commercially supplied or imported coal. It is important to use fuels with a high energy content and which incur minimum transport and handling costs. The risk of fire and explosion is a major risk from the pretreatment of coal.

To achieve a constant fuel quality, which helps to optimise the combustion process, coal is sometimes blended or mixed, depending on the specification range of the combustion plant. This mixing can be simply achieved by picking coal from the stockpile in a different sequence from the actual unloading sequence or by blending different types of coal in silos between the coal yard and the raw-coal bunkers.

The effects of a leaner fuel mix:

- CO_2-content in flue-gas drops
- flow of air and flue-gas increses
- O_2 content in flue-gas rises
- losses through exhaust gas increses
- energy consumption from fans, and specific CO_2 emission increase
- efficiency decreases.

Aim of a leaner fuel mix:

- drop of combustion chamber temperatures (dry bottom furnace)
- decrease of primary NO_X in flue-gas (less NH_3 consumption, longer operation period of SCR)
- decrease of CO content in combustion gas (less corrosion risk)
- decrease of unburned in fly ash (utilisation quality of fly ash)
- increased consumption of catalysts.

The effects of a richer fuel mix:

- CO_2 content in flue-gas rises
- flow of air and flue-gas drops
- O_2 content in flue-gas decreases
- losses through exhaust gas drops
- energy consumption from fan, and specific CO2 emission decrease.

Aim of a richer fuel mix:

- rise of combustion chamber temperature (slag tap furnace, better ash extraction)
- increase of efficiency.

Qualifying conditions:

- CO content in combustion gas should not increase
- no increase in unburned carbon fly ash (risk of higher corrosion or higher ash recirculation)

Aim independent of a lean or rich fuel mix:

- decrease of SO_x in flue-gas for plants without (or low efficient) FGD
- or increase of SO_x in flue-gas for efficient ESP operation (ash resistence).

Lignite is transferred from the lignite storage yard via belt conveyors (normally located under a roof) to the crusher house, where its size is reduced in hammer mills and two roller crushers to pieces of 80-40 mm or less. The crushed lignite is then transported via belt conveyors to the boiler bunkers. There are normally to six to eight bunkers to each boiler, each with enough capacity for four to eight hours of full operation of the steam generation unit with the mills operating at their nominal capacity with the worst lignite design quality. The lignite moisture at this stage is 45-70 %, so only insignificant amounts of lignite dust are emitted during transportation and crushing, except at the transfer points where, due to air draughts, lignite dust may be created, but this occurs only locally and even then only to a limited extent. In order to ensure healthy working conditions in the bunker house, the crusher house and with the lignite handling systems, all necessary measures are taken, for example by the installation of dedusting systems with air suction at the transfer points and at the closed belt conveyors. The air is cleaned in fabric filters to keep the dust concentration inside buildings below the maximum allowed concentration for working conditions.

4.1.3 Fuel preparation

4.1.3.1 Fuel preparation for pulverised hard coal combustion

Raw coal normally needs to be prepared properly for safe, economical and efficient use in a pulverising coal combustion system. In all coal pulverising systems, solid fuel is dried, ground, classified and then transported to the boilers.

For optimised combustion conditions, a maximum moisture content of 1 to 2 % is required for the solid fuel. To reduce the moisture content, the raw coal can be dried inside the coal mill.

Many mills are designed to reject, or are not adversely affected by, small inorganic or metallic materials. However, a magnetic separator could also be installed in the raw coal conveyor system to remove larger metallic objects. If this is not done, these objects may damage the conveyors or the pulveriser coal feeder, and could obstruct the coal flow.

A proper size selection of pulverised coal has significant effects on the operation and economics of the furnace system. Fine grinding is necessary to ensure a rapid ignition and complete combustion of carbon for maximum efficiency and to minimise ash and particulate deposits on heat-exchanger surfaces. However, the level of fineness is dictated by the cost of the grinding and is frequently subject to contradictory requirements of grinding costs versus operational and environmental benefits. Changes to the particle size distribution, and hence burning rate, for existing burners may also have an impact on NO_X emissions. Coal pulverisation is currently carried out in ball mills, impact mills, fan mills, or in roller and race mills. These are described in more detail below:

Ball mill: this consists of a horizontal cylinder with a lined interior of hard steel plates. It is about one-third filled with mixed sized forged steel balls of 30 – 80 mm diameter. The mill rotates with the balls and coal particles intermingling along the periphery of the cylinder. The coal particles are pulverised through the continuous cascading movement of the balls and the particles, with the coal particles being ground down by the rubbing and cascading action of the balls and other particles as they move over each other and over the liners. The resulting coal particles are then dried by hot air and transported to the classifier. Here oversized particles are separated and returned to the mill. Whilst the ball mill is simple in construction, its power consumption is high and does not vary much with load.

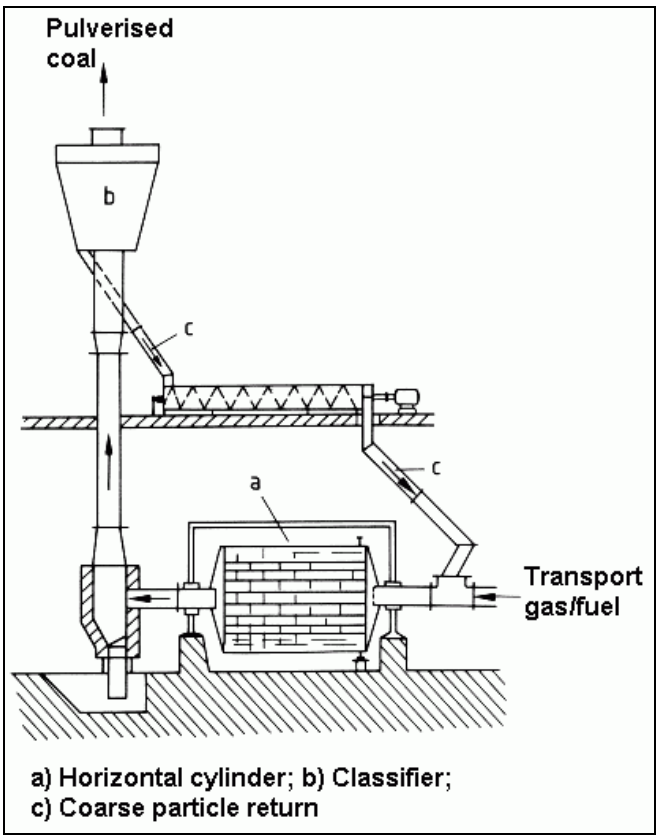


Figure 4.5: Ball coal mill
[79, Bell and Chiu, 2000]

Impact mill: this consists of a train of hinged or fixed hammer-like beaters that rotate in a chamber lined with wear-resistant plates. The coal is crushed by impact and attrition. Coarser particles gather near the periphery of the beaters due to centrifugal forces, and fine dust particles escape along the shaft. As well as grinding the coal, the impact mill also raises the pressure of the transport gas. This lends itself to the use of a centrifugal-type classifier that separates the oversized particles and returns them to the grinding zone. High head pressure is required to overcome pressure resistance in the mill, the classifiers, and in the coal /gas passages. When flue-gas is used for drying in the mill, the gas must come from that part of the furnace where the pressure is the highest. If the flue-gas contains SO_2 , the wall temperature of the mill must remain above the acid dew point. Impact mills are less commonly used because their maximum capacity is lower than most other types.

Roller and race mill: here coal is pulverised between two surfaces, one rolling over the other. Three grinding rollers are installed with equal spacing around the mill pitch diameter. The grinding rollers are installed in a triangular frame loading system. This applies spring pressure through the roller bracket axles to load the rollers against the rotating grinding plate. The grinding ring, which shapes the ring race, is run at low speed. The roller diameter is c. 25 - 45 % of the ring diameter. As the raw coal is supplied through the feed pipe, it is mixed with partially ground coal and air that recirculates in the grinding zone. After the particles are reduced in size, they are dried and conveyed by heated air to an internal classifier. Oversized particles are returned to the grinding zone for further reduction, while undersized particles are conveyed to the burner for firing.

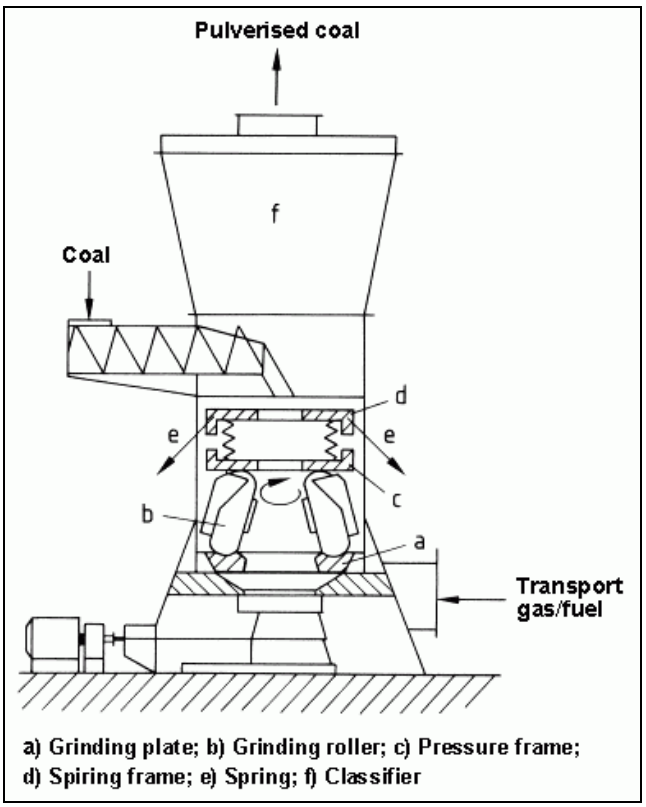


Figure 4.6: Roller and race coal mill
[79, Bell and Chiu, 2000]

Two other types of roller mills operate on the same principle. In the **bowl mill**, the grinding surfaces are rollers and a bowl, and in the **ball-race mill**, they are balls and ring races. The grinding surfaces maintain pressure through springs or hydraulic cylinders. In roller-type mills, the power requirement decreases as the 'Hardgrove Grindability Index' of the coal increases, also the power consumption per tonne of feed decreases as the feed rate increases. Typical roller mills reduce coal lumps of up to 5 cm diameter to a product that normally contains 70 % 200-mesh (74 µm) particles [79, Bell and Chiu, 2000].

Coal quality	Ball-race mills	Bowl mills	Ball mills
Low-volatile anthracite			■
High-volatile anthracite	■	■	■
Low-volatile bituminous coal	■	■	■
High-volatile bituminous coal	■	■	■

Table 4.1: Types of mills using different coal qualities
[58, Eurelectric, 2001]

Several methods of supplying and firing coal have been developed, including the direct-fired system or the storage (indirect) system. With the direct-firing system, pulverised coal is carried by the gas or airflow from the mill through transport pipes and distributed to the burners. With the indirect firing system, the pulverised coal is discharged into a transport loop equipped with a high-flow fan. It first passes through a classifier, where the coarse particles are recirculated to the mill, and is then collected in cyclones feeding the storage bin.

4.1.3.2 Fuel preparation for pulverised lignite combustion

The lignite is fed from the bunkers through closed feeders to the lignite mills. The feeders are specially designed (e.g. fan beater wheel type) for the type of local fuel utilised. They achieve three objectives: they pulverise, dry, and then distribute the fuel to the combustion chamber. Lignite pulverisation is aided by the presence of hot flue-gases, which are extracted from the boiler through recirculation ducting. The lignite particles are reduced to less than typically 90 µm size (approximately 60 % through a 70 mesh screen). The flue-gas heat reduces the lignite moisture content down from 45-70 % to 10 - 20 %, i.e. to the required level for optimum combustion conditions. Finally, the mixture of lignite dust, flue-gases and moisture, is fed to the boiler burners. This mixture can also contain air or cold flue-gas, when added in the mills.

Fan mill: here either a fan impeller or a series of impact blades located in front of the fan impeller is used on the same shaft or on different shafts. The fan enhances turbulent mixing and increases the relative and absolute velocity of the particles and the gas. Mixing contributes both to a uniform distribution of the coal particles over the impeller's circumference and also to a drying of coal with high moisture content. Lignite, which contains high moisture levels, may be coarsely ground [79, Bell and Chiu, 2000].

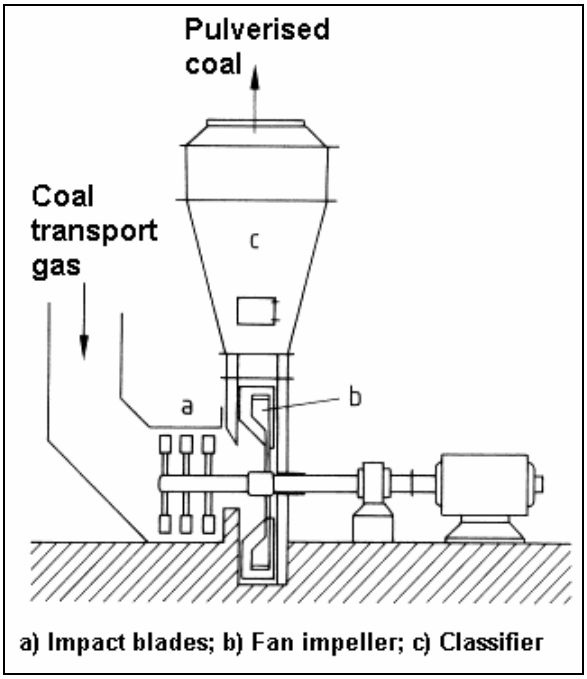


Figure 4.7: Fan mill for lignite milling
[79, Bell and Chiu, 2000]

When lignite of extremely low heating value and of high moisture content is used as the fuel, an additional step prior to feeding it into the combustion chamber is necessary, for more effective removal of lignite moisture. For this purpose, after the mills, a stream rich in lignite and moisture is directed to specially designed electrostatic precipitators, where the dry lignite particles are separated and then fed to the lower boiler burners. From the lignite electrostatic precipitators, the mixture of flue-gases and moisture is directed via induced fans to the stack or to the FGD.

4.1.3.3 Fuel preparation for fluidised bed combustion (FBC)

Fluidised bed combustion needs most solid fuels to be crushed. Depending on the fuel properties maximum grain sizes of between 3 and 20 mm are desired. The prepared fuel is transferred directly to the fluidised bed in the combustion chamber, where the average bed particle size is 1000 µm for bubbling fluidised bed combustion (BFBC) and 100-1000 µm for circulating fluidised bed combustion (CFBC).

4.1.3.4 Fuel preparation for grate firing (GF)

If combustion is to be carried out on grates, then normally there is only limited fuel preparation needed. Large pieces of solid fuel may be reduced in size in order to supply a more or less homogeneous particle size distribution into the combustion chamber for burning on the grate. The maximum size of the fuel particles is often determined by the feed systems for the combustion chamber and depending on the technical conditions of the grate.

4.1.4 Boiler types and steam generator

4.1.4.1 Condensing power plants

For detailed information on the technique, and the process of the condensing power plants and the steam cycle, reference is given to Chapter 2 of this document.

In most steam-only condensing power plants in operation today, the coal input to power output ratio (heat rate) is around 2.5 (i.e. efficiency: e = 40 %; LHV). In other words, for each unit of power output, 1.5 units of heat is lost into the atmosphere via the stack and into the cooling system, mainly via the condenser. The established standard practice since the 1960s has been to use either natural circulation boilers, with a boiler steam pressure at around 170 bars, or once-through boilers with a pressure of around 240 bars. In both cases, the superheating and reheating temperatures are around 540 or 570 ºC, depending on the selected tube materials. Using the most advanced high temperature materials, coal-fired condensing power plants with a steam pressure of approx. 300 bars and a steam temperature approaching 600 ºC have recently been built. For example, a coal-fired condensing plant with a net heat rate of 2.08 (e = 48 %) was commissioned in 1998 in Denmark using direct water cooling [61, MPS, 1998].

A lignite-fired power plant being built in Germany is another example of the latest condensing power technology. When built, it will achieve a net heat rate of 2.22 (e = 45 %) with lignite fuel and a wet cooling tower [62, Kallmeyer, et al., 1998]. A recently-built condensing lignite-fired power plant with an ESP, a wet FGD plant and a cooling tower discharge of flue-gases is shown in Figure 4.8.

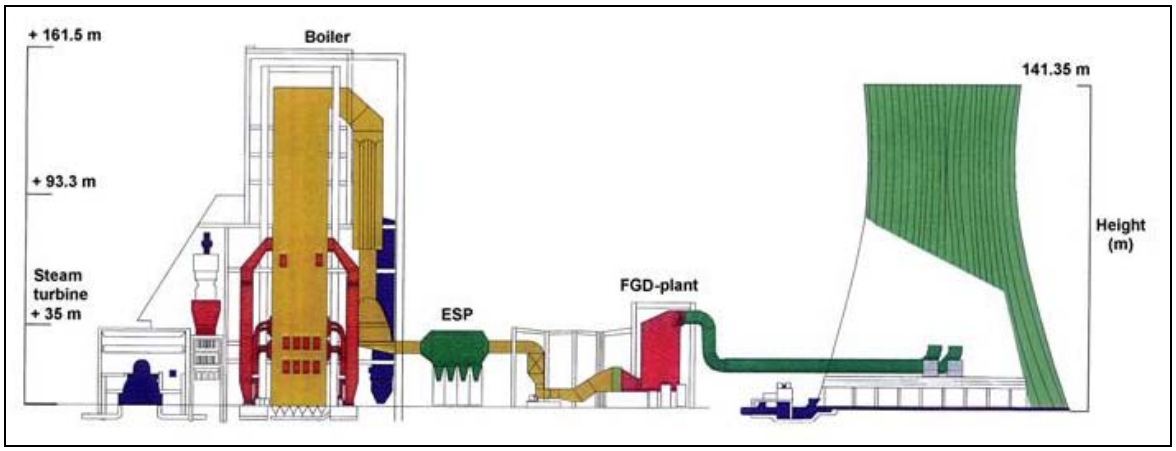


Figure 4.8: New large lignite-fired power plant with cooling tower discharge [92, VEAG, 2000]

Most of the new coal or lignite-fired condensing power plants built in the 1990s have had a net heat rate of around 2.3 (e = 43 %). When possible, direct once-through cooling is used to achieve the lowest possible condenser pressure and temperature, to maximise the plant power generation efficiency.

Today's condensing power plant units are usually quite large, typically with power outputs from 300 to 900 MW_{el}. At such big plants, the fuel is burned in pulverised coal burners. As larger fluidised bed combustion (FBC) boilers have become available, they have also been used in smaller condensing plants. Currently, the largest condensing FBC power generation unit in operation has a power output of 300 MW_{el}, and concept studies exist for a 600 MW_e unit. To control the NO_X emissions, special low NO_X burners and/or other primary NO_X abatement techniques are used. If these measures are not sufficient, selective catalytic reduction (SCR) or selective non-catalytic reduction (SNCR) with urea or ammonia can be used to remove NO_X from the flue-gas.

Flue-gas desulphurisation at condensing power plants is typically performed with scrubbers fitted between the steam generator and the flue-gas stack. If fluidised bed combustion is used, desulphurisation is best achieved in the fluidised bed itself, e.g. by adding calcium carbonate into the bed, and then no end-of-pipe desulphurisation plant is needed.

The oldest environmental protection measure applied at conventional condensing power plants is the removal of ash and char particles from the flue-gas. The most popular method to achieve this is the electrostatic precipitator (ESP). Baghouses with fabric filters are also frequently used.

4.1.4.1.1 Dry bottom boiler (DBB)

Dry bottom boilers (DBB) or dry bottom furnaces are operated with temperatures below the melting temperature of the ash near to the chamber walls or to heat-exchangers. In the centre of the flame, temperatures are often higher than the melting point of the ash particles. 10-20 % of the ash is transferred to the dry bottom and is extracted as bottom ash, the remaining 80-90 % of the ash is transported with the flue-gas and then removed in the precipitators.

The DBB technique has the highest installed capacity of coal combustion in the world. New plants using this technique with single unit capacities of up to 950 MW_e are in operation for lignite combustion in Europe. In the US and Japan units have been built with even higher capacities for hard coal combustion.

4.1.4.1.2 Wet bottom boiler (WBB)

Wet bottom boilers (WBB), or slag (or granulate) tap furnaces with liquid ash removal, have been developed for use with combustion temperatures higher than the ash melting point (1400 ºC). These furnaces need special ceramic lining to withstand the molten ash temperatures and high temperature chemical attack. A large amount of ash is transported to the walls and flows in a liquid form down the walls and through the bottom outlet. Fly ash in this type of combustion system can be recycled to the combustion chamber to produce boiler slag as a by-product instead of fly ash. The composition of the ash depends on the composition of the coal. The wet bottom boiler is mainly used for the combustion of hard coal (anthracite hard coal) where the amount of volatiles is relatively low.

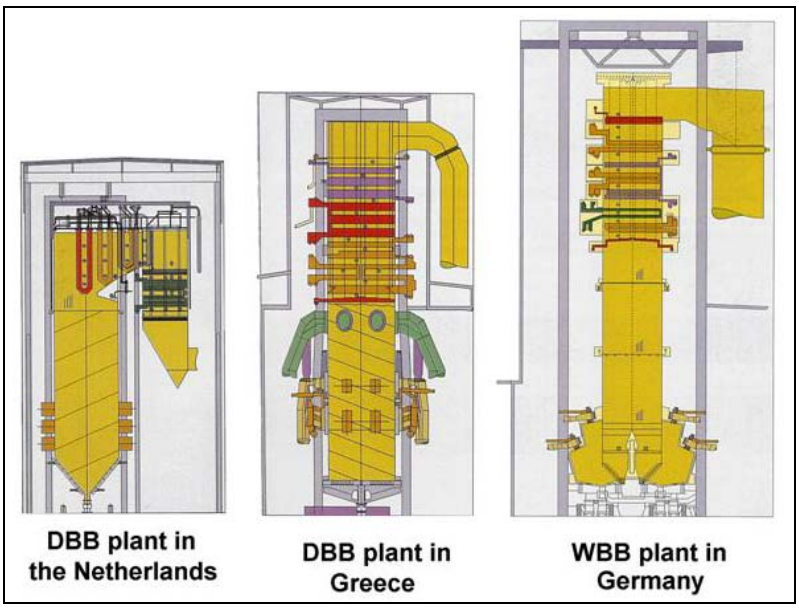


Figure 4.9: Examples of dry- and wet-bottom boilers operated in the EU
[80, Siemens, 2000]

4.1.4.1.3 Firing systems

In coal-burners, the fuel-gas mixture is forced through nozzles into the combustion chamber and burned with additional combustion air. Separate ignition/pilot burners are used during start-up, if necessary, for unstable combustion situations and for shut-down. These burners are supplied with fuel oil in most cases, but can also use gas or finely ground dry lignite. The burners are used to ensure re-ignition, if necessary, during unstable combustion situations. Coal and lignite boilers use the following fired systems:

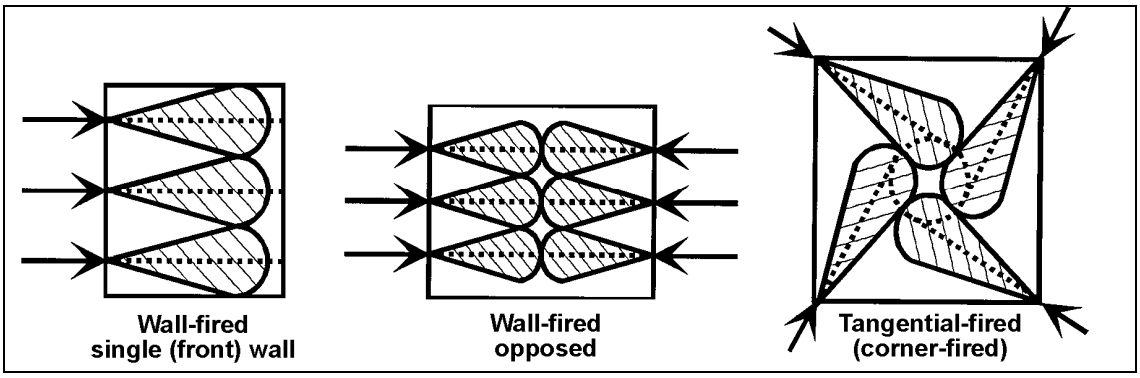


Figure 4.10: Different coal-burner configurations (main systems applied)
[32, Rentz, et al., 1999]

Wall- or front-fired systems: In horizontally wall-fired systems the fuel is mixed with combustion air. The burners are located in rows, either on the front wall only or on both the front and rear walls. The latter is called ‘opposed firing’. Once the coal is ignited, the hot combustion products provide the ignition energy necessary for stable combustion.

Tangential- or corner-fired systems: The tangentially-fired system is based on the concept of a single flame envelope. Both fuel and combustion air are projected from the vertical furnace corner windboxes along a line tangential to a small circle at the centre of the furnace. In some cases, the windbox nozzles can be automatically tilted to control the furnace exit-gas temperature, to maintain the heated or reheated steam at the system design temperature.

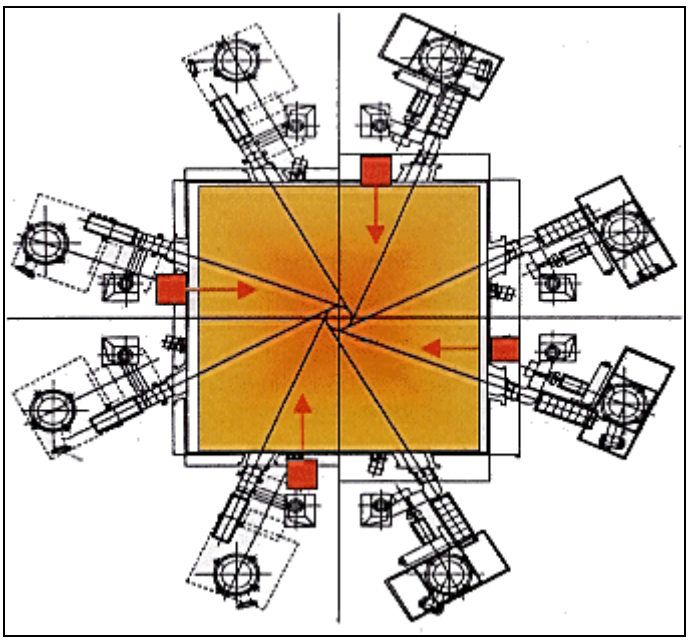


Figure 4.11: Tangentially-fired combustion chamber
[137, Elsen, et al., 2001]

Vertically-fired systems: The first pulverised-coal systems had a configuration called vertical or arch. They are now principally used to fire coals with volatile matter of between 8 and 15 % (dry basis). The firing system produces a long, looping flame in the lower furnace with the hot gases discharging up the centre.

4.1.4.2 Fluidised bed combustion (FBC)

Fluidised bed combustion takes place by the injection of fuel into a hot turbulent bed, where combustion air has been injected from the bottom of the fluidised bed boiler by fluidisation of the bed. As fluidised bed combustion (FBC) boilers have become available for coal and lignite, they have also especially been used as industrial combustion plants. Sand is normally used as the bed material essentially at start up. The bed of particles, including fuel (between 1 and 3 % of the bed material), ash and sorbents, is fluidised by upwards flowing air in a furnace, and the bed temperature allows the fuel to burn. Due to the combustion temperatures of about 750 - 950 ºC and the long residence time, the burnout of the fuel is very high and, therefore, the related emissions of combustion products are relatively low.

The fluidised bed technique is used for the combustion of coal rich in ash. Currently two different types of fluidised bed boilers exist, the bubbling fluidised bed combustion (BFBC) and the circulating fluidised bed combustion (CFBC).

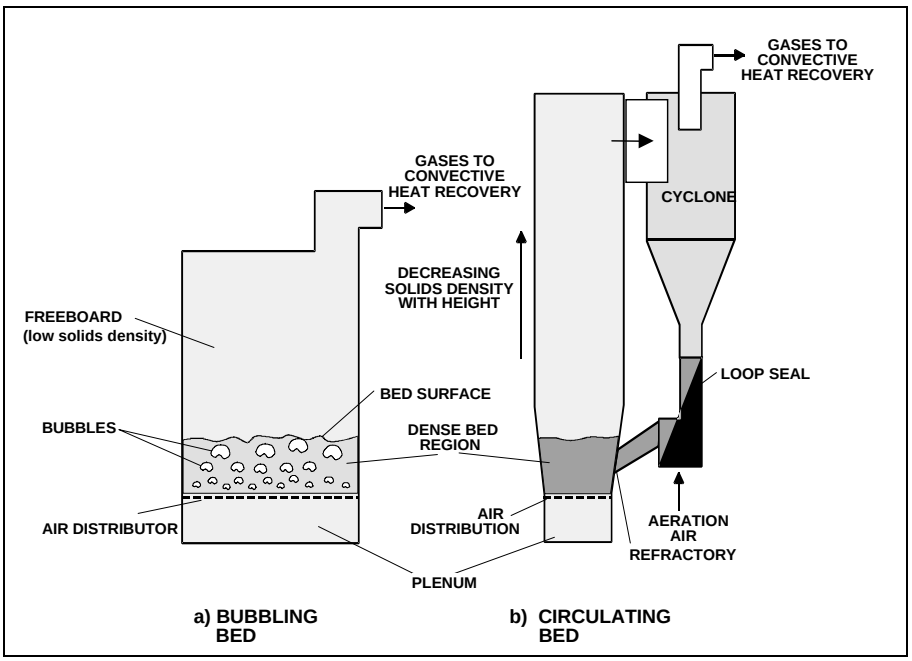


Figure 4.12: Schematic of the bubbling fluidised bed boiler and the circulating fluidised bed boiler [59, Finnish LCP WG, 2000]

In the latter case, i.e. in CFBC, air is blown into the bottom of the furnace, partly as primary air injected through a grid, and partly as secondary air some metres above the grid. The velocity of the air is high enough to carry the bed solids along with it, thereby filling the entire combustion chamber. The hot combustion gases carry the particles to the top of the combustion systems and into heavy-duty cyclones where they are separated and recirculated back into the bottom of the main combustion chamber. To enable SO_2 removal, crushed limestone or dolomite is added to the bed. The circulating bed systems increase the potential reaction time and the level of gas mixing, therefore generally leading to a more efficient combustion and fixation of sulphur.

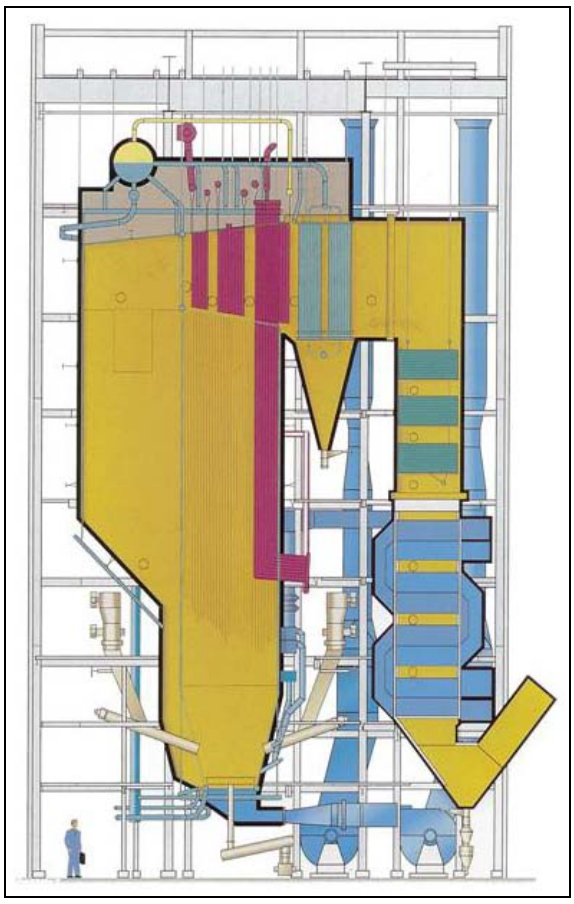


Figure 4.13: CFBC boiler for burning low-sulphur coal
[83, Foster Wheeler, 1995]

The level of heat transfer marks the main difference between the two fluidised bed combustion techniques. Coal contains only a low share of volatiles, which can be pyrolysed in the bed. About 60-80 % of coal consists of char, which can only be combusted. If this share remained in the adiabatic bubbling bed, it would accumulate there, unless more air were introduced for fluidising and combustion. This accumulation cannot be allowed, because even a short-term accumulation would increase the risk of losing bed temperature control. For this reason, the circulating bed (CFBC) is the most feasible fluidised bed combustion technology over 50 MW_{th} for coal as a main fuel. The necessity to burn coal char in the bed renders adiabatic combustion in a bubbling bed unfeasible. The bed energy balance requires that a substantial amount of combustion heat be released outside the adiabatic bubbling bed, as within the bed the released energy can only be used for pyrolysis and for evaporation of water in the fuel.

CFB includes a bubbling fluidised bed at the bottom of the furnace. The suspension density above the bed decreases with furnace height, as the bed material is recycled in the furnace along the furnace walls. The suspension density at the outlet of the furnace is typically 5-30 kg/m^3. This high share of circulating inert material smooths the temperature profile throughout the furnace. The cooling surfaces can, therefore, be located freely in the furnace or in the bed material circulation loop. In the furnace, very smooth heat transfer is achieved to all heat transfer surfaces, because the heat radiation of the dense suspension is not dependent on the radiation properties of the flue-gases.

Fluidised bed combustion is not very different from other combustion techniques. Bubbling fluidised bed combustion resembles grate-firing in many respects. The main benefit for combustion is the better temperature control. Circulating fluidised bed combustion resembles pulverised fuel combustion or burner combustion. One difference though, is the comprehensive temperature control of the furnace, which ensures ignition of the fuel without the need for a high temperature flame.

Comparison between bubbling and circulating fluidised bed techniques

The temperature of a fluidised bed is typically 800-900 ºC. The lower limit comes from the combustion reactivity of the fuels and the upper limit from the starting point of the fuel ash sintering.

In BFBC, the fuel is fed into the bed. Biofuels pyrolyse instantly once in contact with the hot bed. 30-40 % of the combustion air is used as the fluidising air and the rest is used for the combustion of pyrolysis gases in the so-called freeboard above the bubbling bed. Most of the finest particles also burn in the freeboard. The combustion temperature in the freeboard can be up to 1100-1200 ºC or even higher locally. The bubbling bed actually operates as an adiabatic combustor of fuel, and the low combustion temperature is a result of using the under-stoichiometric air ratio in the primary combustion zone.

In the freeboard of the BFBC furnace, other burners can be located and operated simultaneously with the bed. For example gas, oil and coal burners have been used.

Experience from the existing CFBC plants have shown that cyclone efficiency is a crucial parameter for proper functioning of the whole CFBC system. The cyclone efficiency has a major impact on the carbon burnout, limestone consumption, SO_2 and CO emissions and the temperature profile. The cyclone efficiency is mainly important for fuels such as low reactive fuels and fine grain fuels (coal slurry) because the better the cyclone efficiency is, the longer the char particles are kept in the furnace and less furnace inventory is lost via the cyclone.

The increase in cyclone efficiency enhances the solid circulation rate to a large extent thus ensuring a constantly high heat transfer in the furnace. Thus, the most favourable conditions for low NO_X and low SO_X emissions can be reached for a wide fuel range and load range. The latest cyclone modification includes an optimised arrangement and shape of the cyclone inlet duct, which is tilted downwards, and incorporates the advanced vortex finder design. The eccentric arrangement of the vortex has been retrofitted to different CFBC plants, where low ash brown coal is the main fuel, leading to substantial savings in limestone and sand costs for operators.

The benefit of the smaller particle inventory was, as predicted, improved carbon burnout and less limestone usage, but also less erosion occurs inside the furnace due to the smaller ash particles being less erosive.

Fuel does not need to be pulverised or dried for use in fluidised bed boilers. Mechanically crushing of the fuel is sufficient to facilitate its feeding into the bed. Fluidised beds can tolerate quite a wide particle size distribution and high moisture content because of the stabilising effect of the bed. Some size limitations are connected with the rotary fuel feeders. On the other hand, the pre-processing of reactive fuels is safer if they contain a moderate amount of moisture. The risks of explosive dust formation and fires in fuel processing and transportation are normally controlled by keeping the fuel moisture content above 40 %.

Heat transfer surfaces can corrode and erode, if they are located in a fluidised bed with a reducing atmosphere. The heaviest wear occurs when the reducing and oxidising atmospheres continually alternate. Therefore, boiler tubes in the bubbling bed area are protected by fireproof ceramic coatings. Vertical heat transfer surfaces located in the oxidising zone, such as membrane walls of the furnace, are best for resisting the wear from bed materials.

The choice between grate firing and fluidised bed firing depends on the quality of the ash and the amount of physical impurities in the fuel. Fuels with a low ash melting point cannot be burned in a fluidised bed, because the fluidisation will be disturbed quite rapidly. Heavy physical impurities such as metal particles in domestic waste also cannot be fluidised, as they sink onto the air distribution plate, disturb the fluidisation and are difficult to remove from the furnace. However, new solutions for keeping the bed operational with these fuels have been developed lately and are currently being successfully implemented.

As far as environmental considerations are concerned, FBC systems are able to reduce SO_2 emissions by limestone injection and can achieve a relatively low level of thermal NO_X formation because of the low combustion temperature. This is one of the reasons why this advanced combustion technique is being intensively developed more and more nowadays. Moreover, a wide range of fuels can be combusted in the same facility because these boilers are not so sensitive to the fuel specifications.

At the present time, fluidised bed boilers are in operation in Sweden, the UK, France, Finland, Germany, Poland and the US, and more recently in Asia. More than 400 units are operating today and availability levels are high.

4.1.4.3 Pressurised fluidised bed combustion

Based on the experience gathered with atmospheric fluidised bed combustion systems, the development of pressurised fluidised combustion (PFBC) started in the mid 1970s. PFBC systems offer the advantage of smaller plant sizes but at the same output, which require reduced investment costs and result in comparatively low emissions without the need for secondary emission reduction measures, and all at a thermal efficiency comparable or slightly higher than that of conventional coal firing plants. Because of the low combustion temperature, no thermal NO_X is formed, and fuel NO_X can be reduced during combustion by the introduction of ammonia into the freeboard or before the gas turbine. As in the case of atmospheric FBC, it is possible to differentiate between bubbling and circulating bed systems. Currently, all plants with a thermal capacity in excess of 50 MW_e are bubbling bed systems, but the development of circulating systems is now underway and the first two demonstration plants, with capacities of 80 MW_e and 65 MW_e/30 MW_{th}, started operating in 1997.

The main parts of a PFBC system are: the coal preparation and handling section; the pressurised bubbling or fluidised bed boiler; the hot gas clean up section, utilising ceramic candle filters or cyclones; the gas turbine; and the steam/water circuit of the steam turbine. Figure 4.14 shows a schematic drawing of a bubbling bed PFBC system.

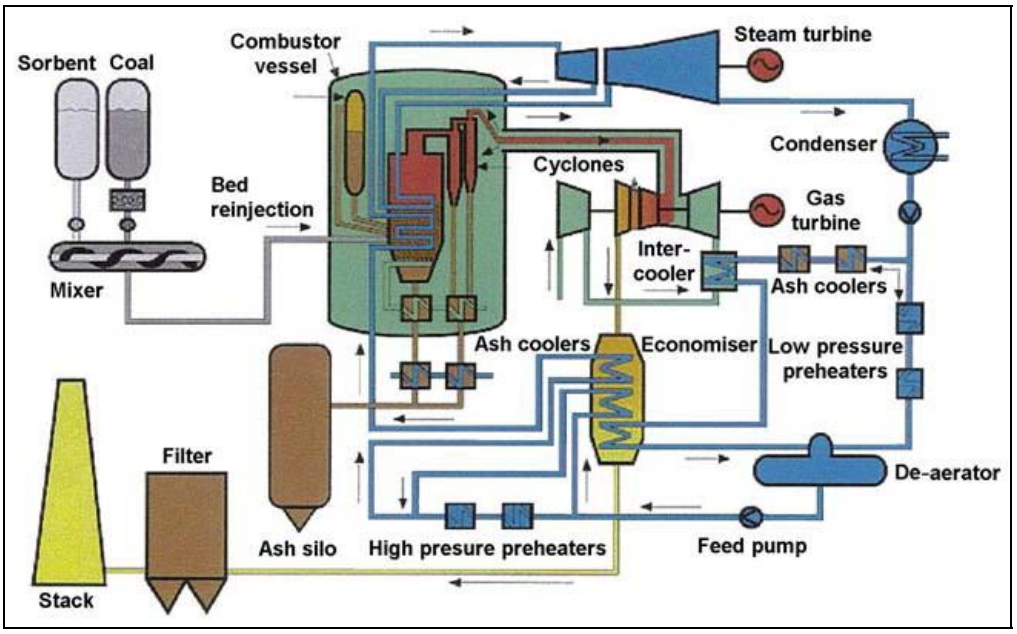


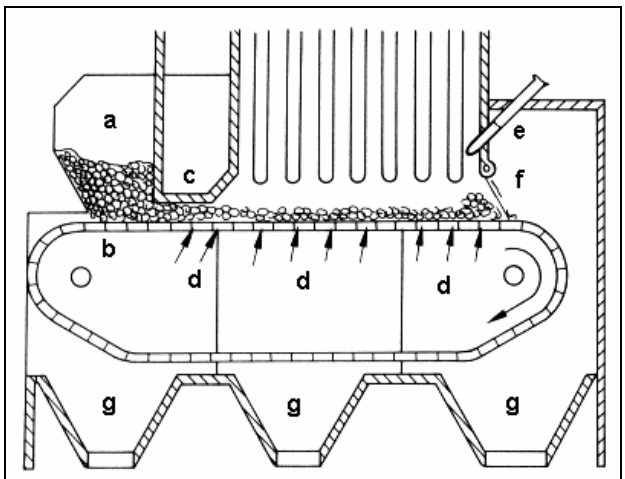
Figure 4.14: Schematic drawing of a bubbling bed PFBC system [32, Rentz, et al., 1999]

Prior to combustion, coal is crushed and then mixed with limestone (dolomite). Except for one installation, all plants that have been built so far use hard coal as fuel. The mixture is fed via a pneumatic conveying system or a slurry feed pump across the pressure boundary and is then injected into the combustor from a series of feed points. Combustion air is first pressurised using a suitable gas turbine compressor and routed to the combustor containment vessel through the outer annulus of a coaxial duct, while hot combustion gases return to the turbine through the central passage. Combustion takes place inside the pressure vessel at a temperature of 850 °C to 900 °C and a pressure of approximately 1.6 MPa. The combustion chamber is equipped with immersed heat-exchangers, which allow for a constant combustion temperature and which produce high pressure steam which is utilised in the steam turbine. The hot flue-gases are first cleaned using ceramic candle filters or cyclones and then utilised in a gas turbine to generate electricity. Turbine exhaust gases are fed to a heat recovery steam generator and are used for boiler feed-water preheating and steam generation. The steam turbine produces about 80 % of the total electricity produced by the utility.

Currently, PFBC systems are able to achieve thermal efficiencies of up to 45 %. Further improvements are limited because of the comparatively low gas turbine inlet temperature, which is determined by the combustion temperature in the fluidised bed boiler. Several process schemes to increase the gas turbine inlet temperature, e.g. by an additional firing using natural gas or fuel oil, or by partial gasification of the feed coal prior to combustion and utilising the fuel gas in the gas turbine, have been proposed and are being investigated. These process configurations offer considerably higher efficiency values, but no pilot or demonstration plant has yet been built. As mentioned earlier, inherent emission control is one of the main features of PFBC technology [32, Rentz, et al., 1999].

4.1.4.4 Grate firing (GF)

Grate or spreader stoker combustion systems burn solid fuels on the grate or stoker system with air passing through the system floor. Most coarse solid fuels can be burned in these systems. The practice shows that coal can be fed as a mixed size grading, usually from 30 mm downwards, including very fine coal particles. Grate combustion systems work with a steady reservoir of fuel in the combustion chamber, but the coal can be left on the grate without the fans running, and are able to be rekindled quickly in the event of sudden demand for steam. If problems arise with the air supply, bypass operation is necessary. Grate firing is still an applied technology for smaller coal-fired boilers, mainly applied to industrial and local district heating plants.



a) Coal hopper; b) Travelling grate; c) Gate;
d) Primary air; e) Secondary air; f) Stow; g) Ash pit

Figure 4.15: Travelling grate-firing for coal combustion [79, Bell and Chiu, 2000]

4.1.5 Integrated gasification combined cycle

The 'integrated gasification combined cycle' (IGCC) merges gasification with gas cleaning, synthesis gas conversion and turbine power technologies to produce clean and affordable energy. This integration of energy conversion processes provides more complete utilisation of energy resources, and offers high efficiencies and ultra low pollution levels. Furthermore, an IGCC can convert virtually any carbon-based feedstock into products such as electric power, steam, hydrogen, and value added chemicals. Different technical combinations enable industry to use low cost and readily available resources and wastes in highly efficient energy conversion options. These options can be selected to meet any of a whole host of market applications.

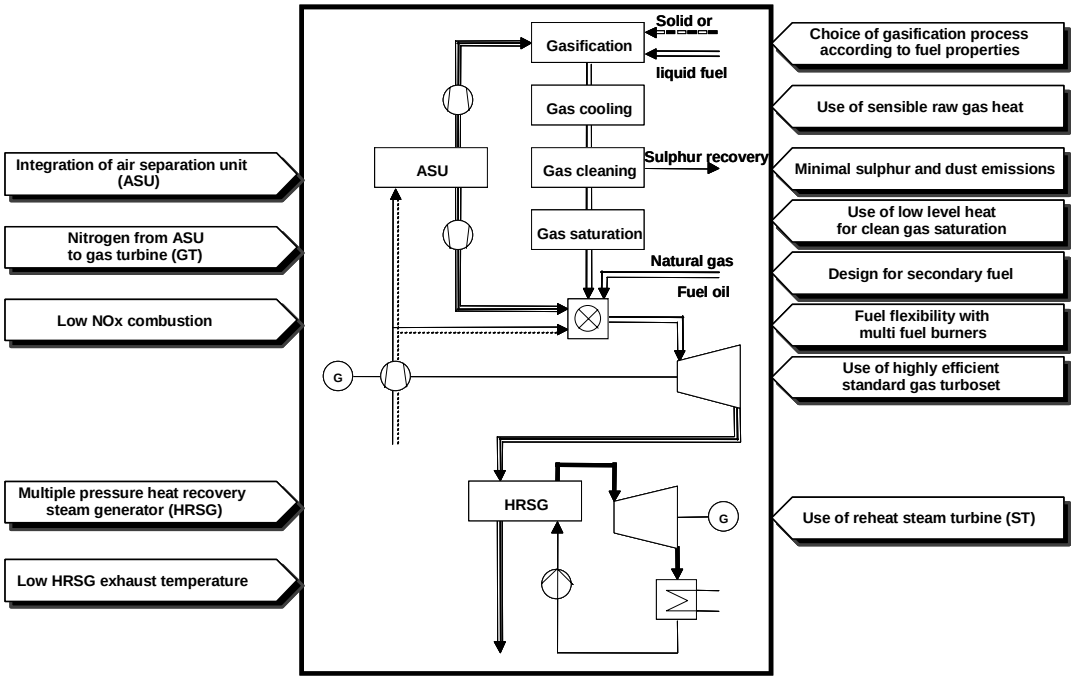


Figure 4.16: Main features of an oxygen-blown IGCC [84, Siemens, 1999]

Within the general framework of an IGCC system, there are many options available regarding the type of gasifier that can be used (e.g. wet or dry coal feed system, air or oxygen blown, fixed bed, bubbling bed or entrained flow gasification) and the level of process integration possible.

The gasifier converts hydrocarbon feedstock into gaseous components by applying heat under pressure in the presence of steam. The partial oxidation of the feedstock, through injection of air or oxygen into the gasifier, provides the heat. Together, the heat and pressure break the bonds between the feedstock constituents, precipitating chemical reactions and producing syngas.

Minerals in the feedstock (ash) separate and leave the bottom of the gasifier as an inert glass-like slag or other marketable solid product. Only a small fraction of the ash becomes entrained, requiring removal downstream. Other potential pollutants, such as sulphur compounds, from hydrogen sulphide, from which the sulphur is extracted, typically occur as elemental sulphur or sulphuric acid which are both valuable by-products. Due to the reducing atmosphere in the gasifier, no NO_X is formed during the gasification process. Ammonia formed by the nitrogen/hydrogen reaction is stripped by process water, as are chlorides that might otherwise form acids. In IGCCs, the clean syngas remaining after pollutant separation is used, in whole or in part, to fuel a combustion turbine. The combustion turbine drives an electric generator, provides air under pressure to the gasifier and produces heat (exhaust) to generate steam to the gasifier, for steam turbine electric power or for other applications.

IGCC systems with cold gas cleaning are able to achieve relatively good NO_X emission values. This is due to the fact that fuel-bound nitrogen is almost removed in the scrubber of the cold gas cleaning section. Thermal NO_X formation in the combustion chamber of the gas turbine is suppressed by saturation of the fuel gas with steam prior to combustion and by dilution with nitrogen from the air separation unit. These emission reduction measures result in NO_X emissions of less than 25 mg/Nm^3 at an oxygen content of 15 % in the flue-gas. IGCC also reduces significantly the amount of particulates, SO_2 (5 mg/Nm^3), waste water and CO_2 discharged.

IGCC systems for using coal as a fuel are applied only at a very limited number of combustion plants.

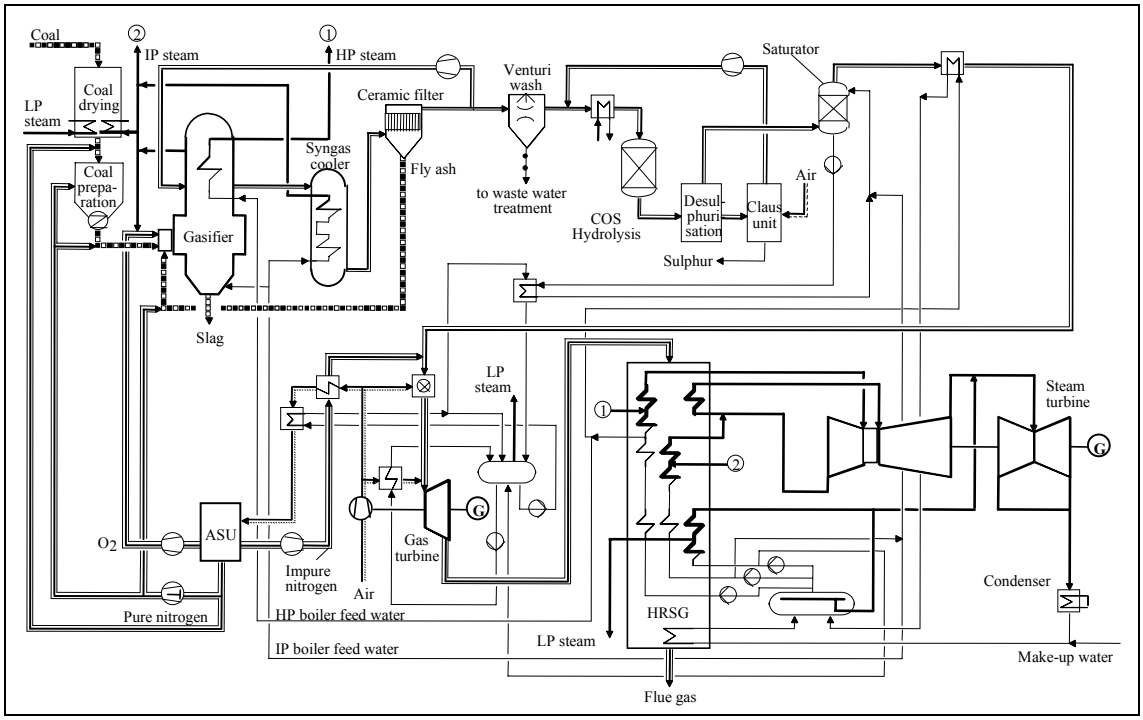


Figure 4.17: Flow sheet of an IGCC power plant operated in Spain [84, Siemens, 1999]

IGCC offers thermodynamically favourable conditions of high pressure, high concentration of contaminants and low volumetric flows of syngas-as little as 1/100 of combustion products. This allows economical deep cleaning of sulphur and particulates. The majority of the pollutants are partitioned and captured in the IGCC gas cleaning process. The reducing conditions in gasification strongly favour conversion of fuel mercury to its elemental form. Elemental mercury can be reliably and easily removed by sulphinated activated carbon as has been already achieved in one site.

4.1.6 Co-generation (CHP)

Co-generation uses a single process to generate both electricity and usable heat. Co-generation or 'the combined generation of heat and power' (CHP) is proven technology, and is mainly applied to industrial plants where both electricity and heat (hot water or steam) are needed. In addition to cost savings, co-generation also yields environmental benefits though using fossil fuels more efficiently. This leads to fewer emissions than the separate generation of electricity and heat, and also to optimised fuel and exergetic efficiency.

Steam turbines driven by fossil fuel-fired boilers have been used for industrial co-generation systems for many years. High pressure steam raised in a conventional coal- or lignite-fired boiler is expanded within a turbine to generate mechanical energy, which can then be used to drive an electric generator. The amount of power generated depends on how much the steam pressure can be reduced though the turbine whilst still being able to meet the site heat energy needs. In some cases, the turbine is equipped with a separate or integrated low pressure cylinder, which enables electricity production independent of the heat supply

The advantages and the disadvantages of a co-generation system are [81, COGEN Europe, 1999]:

Advantages:

- high overall fuel and exergetic efficiency
- any type of fuel can be used
- the heat and power ratio can be varied
- the ability to meet more than one site heat grade requirement
- high reliability and availability, usually better than 98 %
- wide range of sizes available
- long working life.

Disadvantages:

- high heat to power ratio
- high cost.

4.1.7 Combined cycle combustion (repowering)

The idea of combined cycles has grown out of the need to improve the simple 'Brayton' (Joule)-cycle efficiency by utilising the waste heat in the turbine exhaust gas. This is a natural solution because the gas turbine is a relatively high temperature machine and the steam turbine a relatively low temperature machine. In the context of existing coal-fired combustion plants, combined cycle combustion is normally known as repowering. For general information on repowering, reference is given to Section 2.5.2 of this document.

The main objectives for repowering are to [82, Ciemat, 2000]:

- increase the power output
- enhance the performance
- improve the use of installed plant
- obtain a greater operating flexibility
- increase the reliability and availability
- reduce the operating and maintenance costs
- extend the plant lifetime
- reduce emissions and the volume of residues.

4.1.8 Efficiency of coal and lignite fired LCP

4.1.8.1 Boiler efficiency

For a clean and new boilers, it can be stated that the efficiency levels around 86 % - 94 % (LHV), are currently recorded for solid fuel, The main losses are associated with flue-gas waste heat via the stack, unburned carbon, waste heat in ash and radiation losses. The effect of fuel is important, assuming boilers with identical performance (same ambient and flue-gas temperature, same excess air, etc.) different boiler efficiencies are obtained depending on the nature of fuel as the following examples illustrate (LHV basis):

- international coal: 94 % efficiency
- lignite: 92 % efficiency
- low grate lignite: 86 %.

4.1.8.2 Techniques to increase coal-fired boiler efficiency

Coal-fired boiler efficiency is closely linked with the nature of the fuel and the temperature of the ambient air (the project-input data). However, optimisation of some parameters is possible:

- **unburned carbon in ash.** Optimisation of combustion leads to less unburned carbon in ash. It should be noted that NO_X abatement technologies by combustion modification show a tendency to increase unburned carbon.The target is to achieve the best burnout in order to the achieve the optimum efficiency or fuel utilisation. However, according to technical and fuel chracteristics in particular by burning anthracite coal, a higher content of unburned carbon in ash may occur
- **air excess**. Excess air is dependent on the type of boiler and on the nature of fuel. Typically, 20 % of excess air is the figure for pulverised coal fired boiler with a dry bottom. Due to combustion quality (CO and unburned carbon formation), boiler integrity (air in-leakage), corrosion and safety (risk of thermal excursions in the boiler) it is often not possible to reduce the excess air any further
- **flue-gas temperature.** The flue- gas temperature leaving the clean boiler (depending on fuel type) traditionally lies between 120 and 220 °C so as to avoid the risk of acid corrosion by condensation of sulphuric acid. However, some designs sometimes incorporate a second stage of air heater to lower this temperature below 100 °C, but with special cladding on the air heater and the stack, which makes this reduction economically less attractive.

4.1.9 Control of emissions to air from coal- and lignite-fired LCPs

Within the European Union, 4 % of coal- and lignite-fired combustion plants currently apply technical measures to reduce SO_2 emissions, 16 % apply techniques to reduce NO_X emissions, and about 54 % of plants apply both. The remaining 26 % have not yet applied techniques to reduce the emissions of SO_2 and NO_X [1, Corinair, 1996].

4.1.9.1 Control of emissions from pulverised fuel combustion

4.1.9.1.1 Fuel pretreatment

As a first step to minimise the generation of emissions, the raw materials used in the whole process as a fuel can be the improved, for instance by the following measures:

- by using a mixture of different coals with different characteristics and from different countries
- use of high quality coals with respect to high heating value, low water content, low ash content, low content of sulphur, chlorides and fluorides
- by applying coal washing/cleaning (see also 3.6.1)
- by coal gasification
- by homogenising the coal to ensure the standard quality of the final fuel.

4.1.9.1.2 Fuel switch

A fuel switch to fossil fuels with a lower content of potential pollution-generating compounds can lead to a significant reduction in pollution from combustion installations. This measure is widely applied. However, fuel switching options are limited by some aspects of adaptability for specific combustion installations concerning the use of different fuels and sometimes by long-term contracts between power producing companies and fuel suppliers. In general, the adaptability depends on the burners installed, and usually a switch from one coal type to another coal with a much better environmental profile (i.e. low sulphur content and low volatile material) or from hard coal to heavy oil is often possible with the burners installed. Switching from coal to gas, however, normally requires an exchange of the burners and a modification of heat exchangers. Any improvement in emission reduction then obviously depends on the fuel characteristics of the fuel initially used and on the new type of fuel [32, Rentz, et al., 1999]. However, the possible detrimental impact of any new coal on emissions should be considered, e.g. reduced ESP performance due to reduced sulphur content or reduced low NO_X burner performance with higher volatile coals.

4.1.9.1.3 Dust abatement

In pulverised coal combustion, the bulk of the ash is carried with the flue-gas out of the combustion chamber. Only a small quantity (<20 %) is collected as bottom ash in dry bottom boilers. Eighty per cent of the ash leaves the furnace as fly ash and this fly ash must be collected in the dust reduction equipment, such as ESP and fabric filters.

In wet bottom boilers, ash is liquefied by the high combustion temperature. This liquid ash flows with gravitational force to the slag tap. Even with high velocity gas flow, most ash is extracted as slag. Fly ash is often recirculated for this type of furnace, to extract almost all the ash as slag.

Amongst dust removal technologies, the ESP is (by far) the most commonly used equipment in Europe in power plants using hard coal or lignite. ESPs collect fly ash, generally in a dry form, that that can be recycled for use in road building or for manufacturing products such as cement and concrete and, as the last solution, it can be landfilled. Fuels can be supplied from different sources in the world, but ESP techniques with a high voltage intermittent energising system are able to react to different fuel qualities, including those with a lower sulphur content. Further developments are connected with high voltage peaking, with peak times of µs duration. In this short time, corona discharge is optimised, but flash-over cannot generate in this short time. This technique reduces electricity consumption of the ESP.

Cyclones are rarely used for de-dusting in LCPs. Nevertheless, two installations of this type (i.e. with pre-extraction of dust using the mechanical system upstream of the ESP) are being operated in France, in a 250 MW_e unit in combined application.

4.1.9.1.4 Abatement of mercury (Hg) emission

In general, no dedicated systems for Hg removal are currently applied at thermal power plants burning coal or lignite only. FF and ESP or wet scrubbers are designed for dust and SO_2, HCl and HF removal, respectively. The removal of Hg by these systems is an additional positive side effect. The abatement of Hg by flue-gas cleaning devices depends on the Hg specification. Both gaseous elemental mercury (Hg^0) and gaseous oxidised mercury (Hg^{2+}) are in the vapour phase at flue-gas cleaning temperatures. Hg^0 is insoluble in water and cannot be captured in wet scrubbers. The predominant Hg^{2+} compounds of coal flue-gas are weakly to strongly soluble, and the more soluble species can generally be captured in wet FGD scrubbers. Both Hg^0 and Hg^{2+} are adsorbed onto porous solids such as fly ash, in principle powered activated carbon which is relative costly, or calcium-based acid gas sorbents for subsequent collection in a dust control device. Hg^{2+} is generally easier to capture by adsorption than Hg^0. Particle-bound mercury Hg_p is attached to solids that can be readily captured in an ESP or fabric filter [171, UN ECE, 2002]. The removal efficiency in an ESP depends on the following factors:

- temperature of the ESP
- Cl-content in the coal
- unburned carbon in the ash
- calcium compounds in the ash.

Flue-gas cleaning techniques applied in combustion installations use three basic methods to capture Hg:

- capture of Hg in the dust of particulate matter control devices, such as an ESP or FF as a side effect
- adsorption of Hg^0 and Hg^{2+} onto entrained sorbents (injection of activated carbon) for subsequent capture in an ESP or FF. Alternatively, Hg may be captured in a packed carbon bed
- solvation of Hg^{2+} in wet scrubbers.

4.1.9.1.5 Abatement of SO_2 emissions

For the reduction of SO_2 emissions from coal- and lignite-fired combustion plants, almost all techniques described for desulphurisation of flue-gases in Chapter 3 (Common processes and techniques to reduce emissions from large combustion plants) are currently applied. The specific technique used depends on a variety of plant- and site-specific factors, such as the location, the thermal capacity and the load factor of the particular plant, as well as on the fuel and ash quality, e.g. certain low quality lignites with high alkaline ash and low sulphur content, generates (due to the natural desulphurisation that takes place during combustion) lower SO_2 emissions, that may even correspond, in specific cases, to up to 90 % SO_2 removal.

Figure 4.18: Retrofitting FGD technology into an existing plant
[94, Umwelt + Technik, 2000]

Dry and semi-dry techniques are applied more to smaller plants (<100 MW_{th}), whereas the wet scrubber technology is the dominant technique used in various applications in larger plants, i.e. over 300 MW_{th}. Absorber towers are designed as spray, packed or double loop towers. A good example of a wet FDG plant using a spray tower applied to a large coal-fired plant in the UK is presented in Figure 4.19.

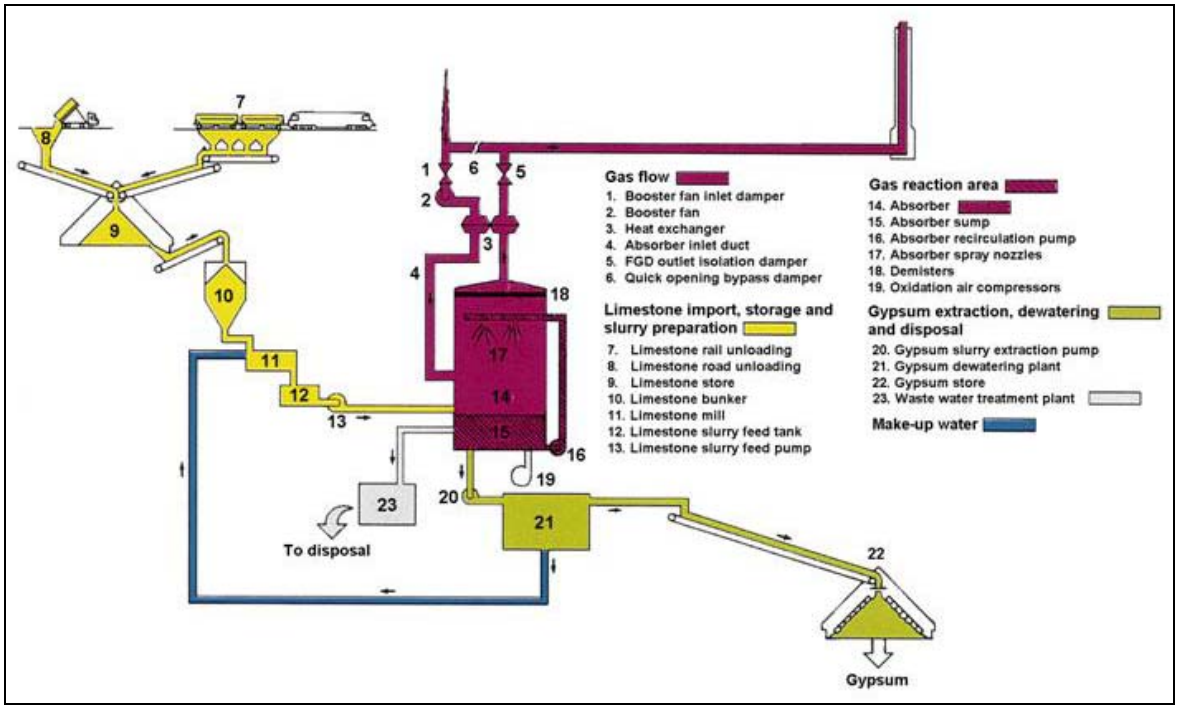


Figure 4.19: Wet FGD process with a spray tower
[93, Powergen, 2001]

A number of plants have installed new types of heat-exchangers for off-gas reheating, to avoid possible contamination of the scrubbed gas by raw flue-gas. (see Figure 4.20)

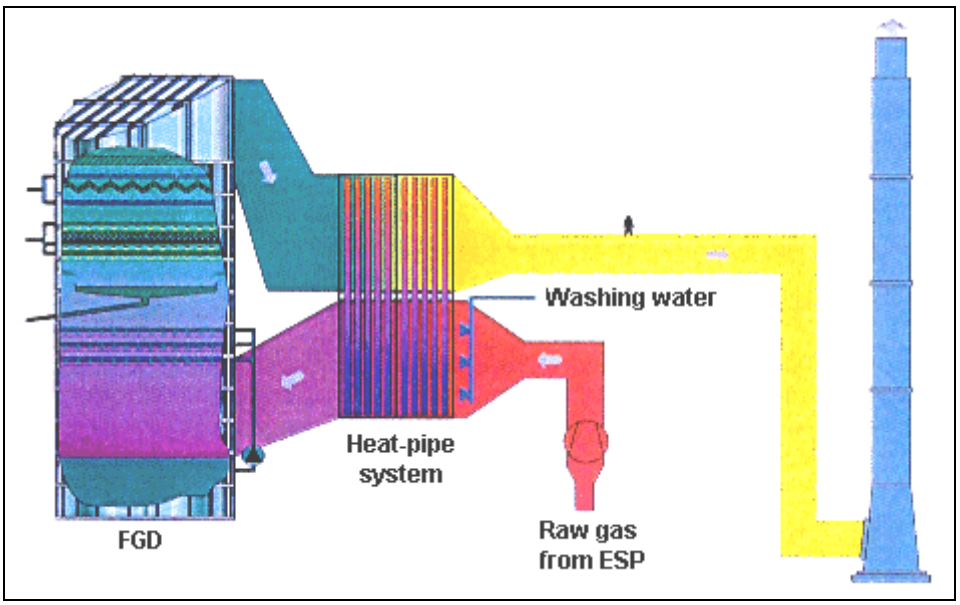


Figure 4.20: Heat displacement around the FGD unit
[138, Sandscheper, 2001]

In these gas-gas heat-exchangers, multi-pipe heat extractors are used to transfer the heat from the hot raw gas to the clean scrubbed off-gas. These systems eliminate leakage because it is not necessary to cross the duct outlet with the duct inlet as is the case in the normal regenerative gas heat-exchanger.

Because of the location, only a few power plants in Europe situated close to the coast have applied seawater-scrubbing systems to reduce the amount of SO_2 emitted to the air. Also due to the location of the plant, i.e. close to a town centre, and other special considerations such as the production of a fully saleable by-product, one coal-fired combustion plant has successfully applied the combined DESONOX process.

4.1.9.1.6 Abatement of NO_X emissions

As is the case for SO_2 reduction, almost all the techniques described in Chapter 3 for the de-nitrification of flue-gases (i.e. primary and secondary measures, and even in a few cases both measures in combination) are currently also applied to coal-fired boilers.

Since combustion temperatures for lignite are lower and the humidity of flue-gas is higher compared to hard coal, the NO_X formation is comparably low. For this reason primary measures are sufficient and have so far only been applied to reduce NO_X emissions from lignite-fired LCPs.

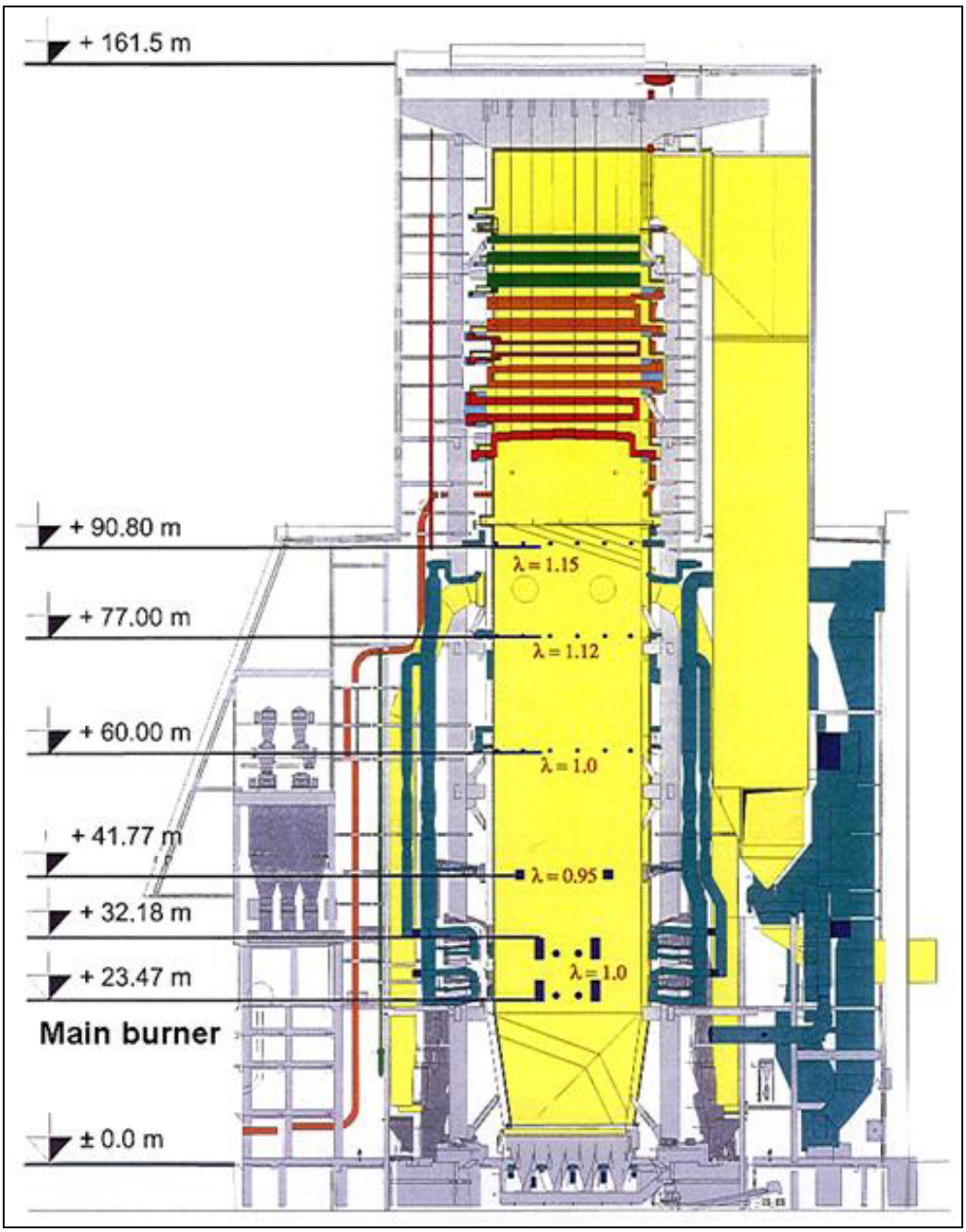


Figure 4.21: Large lignite-fired boiler that has applied primary measures to reduce the generation of NO_X emissions
[92, VEAG, 2000]

For coal-fired boilers that have applied '**low excess air**' as a primary measure, the usual excess air is in the range of 5-7 % O_2 (in flue-gas). A low excess air combustion can be characterised by 3-6 % O_2, and a corresponding NO_X emission reduction of between 10 and 40 %. Also, residence time has been identified as a key factor in the simultaneous control of NO_X, CO and unburned carbon. The relationship between NO_X, CO, and excess air at various sections in a 150 MW_e boiler is shown in Figure 4.22.

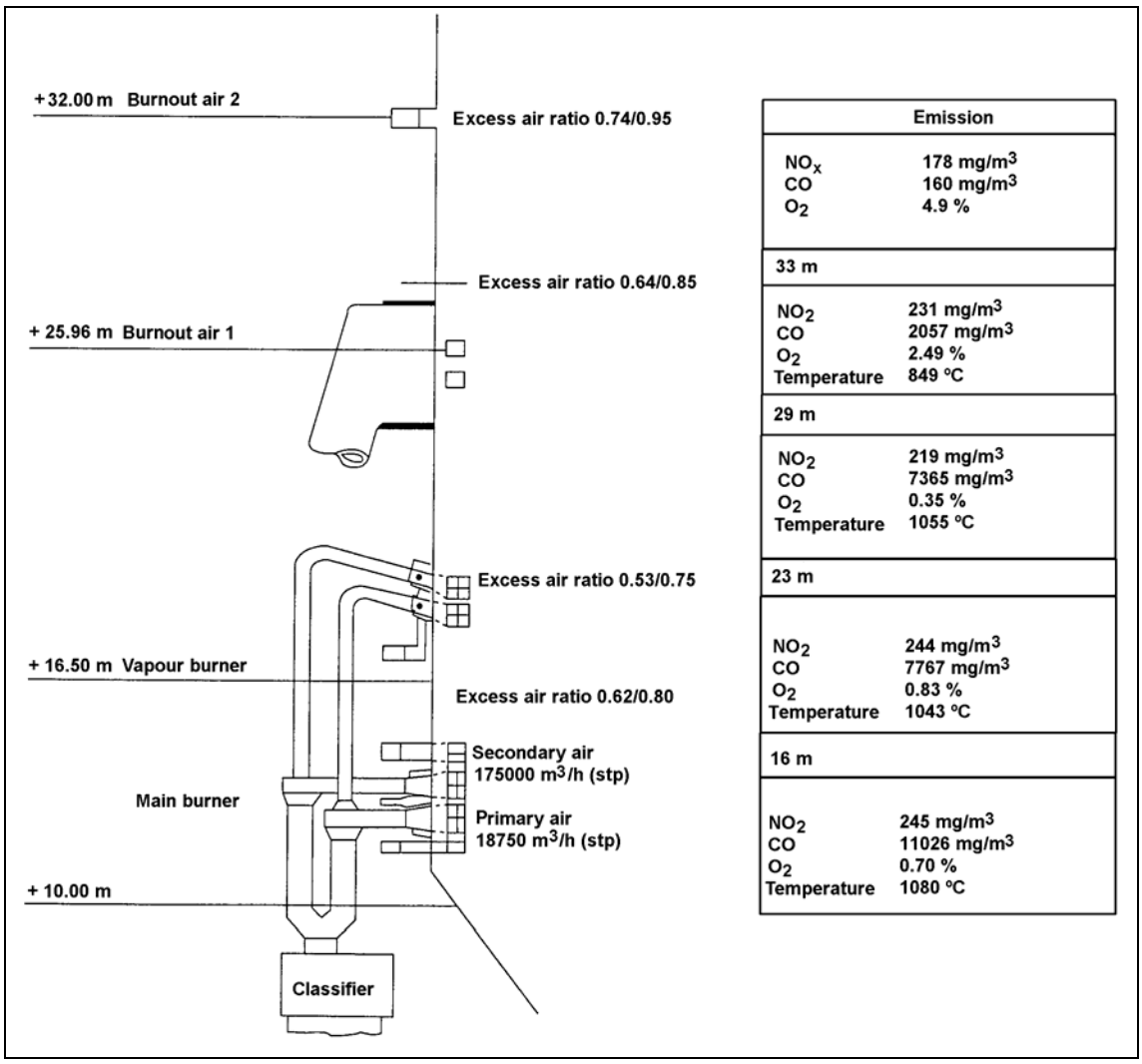


Figure 4.22: The relationship between NO_X, CO and excess air at various sections in a 150 MW_{el} lignite-fired boiler
[108, Scott, 1997]

This technique gives better results for wet bottom boilers than for dry bottom ones, for wall fired boilers than for tangential-fired ones, and for hard coal-fired units than for lignite-fired ones.

Flue-gas recirculation: is not used very often in coal-fired boilers, except in wet bottom boilers. For coal-fired boilers, the NO_X reduction obtained with this technique can be as high as 15-20 %. This technique is only used in lignite-fired boilers by hot flue-gas recycling for lignite milling. In this case, the flue-gas is extracted for drying the lignite and is, therefore, not primarily used to reduce NO_X emissions, but it is still one of the reasons for the generally lower NO_X formation compared to hard coal furnaces. Often with cold flue-gas NO_X can be reduced further, and additionally slagging can be reduced for low temperature melting ash.

'**Overfire air' (OFA):** is the most commonly used primary measure in coal-fired boilers. With modern OFA designs (optimised nozzle design, separated and swirled airflow), NO_X reductions of 40-50 % can be achieved in wall- or tangentially-fired boilers. OFA is a particularly efficient NO_X reduction technique for tangentially-fired boilers, where it can be implemented as 'close coupled OFA' (i.e. with the addition of OFA ports just above the highest row of burners). Another option is 'separated OFA' (i.e. with the addition of OFA ports above the main combustion zone, separated from the burner rows).

Low NO_X burners (LNBs): for coal-fired boilers, the most often used are air-staged or fuel-staged type burners, with respective NO_X emission reductions of 25-35 % and 50-60 % respectively. Low NO_X burners are the most common technique used to reduce NO_X emission in both new and existing coal-fired boilers. They constitute a mature technology with many different designs currently available from worldwide suppliers, often specifically adapted to each type and size of boiler.

LNBs are often used in combination with OFA, especially with tangentially-fired boilers, together with tilting or pulverised/coal injectors and various OFA types. NO_X reductions of 50 to 70 % can be achieved.

It has been claimed that modern air-staged LNB designs for wall-fired boilers (with optimised nozzle, or swirl for secondary air injection, and a deflector for secondary/tertiary air injection) can achieve NO_X reductions of up to 50 % without OFA, and up to 70 % with OFA.

In lignite-fired power plants, NO_X emission reductions can be up to 75 % with LNB, OFA and/or flue-gas recirculation.

The implementation of low NO_X burners may increase the level of carbon-in-ash, which should be kept within a limit so as not to jeopardise the management of these combustion residues. The addition of classifiers to the coal mills, which improves the fineness of the pulverised coal, is an efficient way to counterbalance this problem. Some modern coal LNBs are efficiently designed so as not to influence the carbon-in-ash level.

Reburning in coal-fired boilers: this is implemented with coal-or far more commonly-natural gas as reburning fuel. Gas is used far more often than coal. Reburning is easier to apply to new power plants but it has also been successfully adapted to existing units.

Gas reburning has recently been implemented in several wall, tangential, or cyclone coal-fired boilers in the US (from 33 to 600 MW_e). The gas reburning technique has only been installed in units already equipped with low NO_X burners and/or OFA. The corresponding NO_X reduction can be up to 40-50 % of the NO_X level achieved with low NO_X burners and/or OFA, which is around a 65-75 % reduction from the original NO_X level (for a reburn fuel representing 15 to 20 % of the total heat input).

An ‘advanced gas reburn’ technique (AGR), mixing regular gas reburning with injection of a nitrogen agent (ammonia or urea, see SNCR paragraph for details), has also been installed in one coal-fired boiler. This promising technique has been claimed to have achieved a NO_X reduction of up to 85 % from the initial NO_X level, but it is not yet proven technology.

SNCR and SCR: are secondary measures which have largely been applied to coal-fired combustion plants. In Europe, SCR systems are particularly applied in Austria, Germany, Italy, and the Netherlands. Outside of Europe they are mostly applied in Japan and the US. The SCR technology has proven to be successful for hard coal-fired power plants, but has not yet been applied to lignite-fired plants. In a few cases where an SCR system has been applied to lignite-fired power plants, it was shown that the catalyst’s lifetime was too short, because of the high quartz content in the ash which causes high abrasion of the catalyst. In addition, lignite typically contains a lot of water and ash, and their combustion is generally at a sufficiently low furnace temperature to achieve emissions of 200 mg/Nm^3 without the need of SCR.

In utility boilers, the SCR is normally placed between the economiser and the air preheater (high-dust configuration) to enlarge the temperature window in order to minimise costs. For pulverised fuel combustion SCR, high dust does not principally need a by-pass for start-up and shut-down, but ammonia injection has to be limited to temperatures above a minimum temperature. Tail-end configurations in which the catalyst is placed downstream of the air preheater require the flue-gas to be reheated to the catalyst operating temperature and are, therefore, more expensive to build and operate. Required SCR retrofit components include the SCR reactor, associated ducting and structural work, the ammonia storage and distribution system, and controls. Other components which may be necessary include an economiser bypass and sootblowers.

The choice of the catalyst type and characteristics depends on the ash mass flow and its erosive potential (plate type, honeycomb type). High dust loadings require, therefore, catalysts with high plugging and abrasion resistance. Medium-pitch honeycomb SCR catalysts are favoured for low-dust applications where nearly all the fly ash has been removed from the flue-gas. The increased surface area resulting from the use of medium-pitch honeycomb SCR catalysts in low-dust applications results in lower catalyst volumes compared to high-dust applications.

The issues of boiler type and coal composition factor significantly into the catalyst design and must be specifically considered for each individual coal plant. Slag-tap (WBB) furnaces with fly ash recirculation generally show a higher catalyst deactivation rate compared with dry-bottom boilers. Coals high in arsenic, alkaline or alkaline-earth metals, phosphorus, calcium and a number of other compounds show higher catalyst deactivation behaviour, which must be taken into consideration, when catalyst lifetime and loading volumes are calculated. The sulphur content in the coal must also be examined to determine an appropriate SO_2 to SO_3 conversion rate for the SCR catalyst and to establish a minimum operating temperature at which the formation of ammonium bisulphate can be avoided.

The catalyst lifetime can be optimised through proper maintenance, including the use of appropriate sootblowing and by avoiding contact with moisture for catalysts exposed to fly ash. System bypasses should be used when catalysts are not in operation or if the economiser temperature drops below the minimum catalyst operating temperature at low boiler load.

4.1.9.2 Control of emissions from fluidised bed combustion

For fluidised bed systems, fuel is used coarsely ground. In circulation fluidised bed combustion systems (CFBC), the bed zone is expanded by higher airflow velocities and ash (necessary for this type of combustion) has to be recirculated through a cyclone which is an integral component of CFBC to recover coarse particles.

4.1.9.2.1 Dust abatement

For dust abatement from fluidised bed combustion (FBC) boilers, both ESPs and fabric filters are currently applied.

4.1.9.2.2 Abatement of SO_2 emissions

As already mentioned, FBC boilers can operate very efficiently in terms of SO_2 removal, for example 80-90 % for BFBC and more than 90-95 % in a CFBC boiler. In FBC boilers, lime or limestone is added directly to the fuel and injected into the fluidised bed. These additives support the natural capability of alkaline ashes to capture SO_2. Good desulphurisation is achieved by adding limestone with a Ca/S ratio of 1.5 to 3.5. Beside the Ca/S ratio, the bed temperature also plays an important role in ensuring effective SO_2 reduction. Since the calcination process begins at around 700 °C and improves with higher temperatures, the most favourable combination of calcination and sulphation occurs at about 840 °C.

The system used for sulphur reduction in FBC boilers is simple to operate, i.e. feeding of the sorbent and removal of the reaction product are incorporated into the combustion process and a separate reactor is not needed.

To achieve an almost 100 % SO_2 absorption, the mass of calcium oxide in the bed must be in excess of what is required for stoichiometric conditions. This overdosing results in an increase of NO_X emissions, especially in CFBC boilers, because CaO catalyses the reactions of nitrogen compounds. However, the greatest increase does not take place until the SO_2 concentration is very low.

The principle of the fluidised bed combustion comprises an integrated environmental protection capability. Sorbent injection into the FBC boiler is an inexpensive method for sulphur capture. Investment costs are low, because the desulphurisation is incorporated into the combustion process and separate reactor equipment is not needed. Secondary measures for desulphurisation are not yet very common, but have already been used occasionally in a few FBC combustion plants.

The largest operational expenses are due to the consumption of sorbent and the handling of combustion residues. The by-product of fluidised bed combustion is a mixture of ash, $CaSO_4$, unburned fuel and unreacted sorbent. Relatively large amounts of sorbent are needed to reach a sufficient SO_x absorption; thus the volume of the solid waste from FBC is also large. Up until now, disposal in landfills has been the most common means of handling ash from the FBC boiler at power plants. Also the ash can be used for construction purposes, such as in a road base or as a structural fill, providing there is not too much calcium in the ash.

An increased dust load may result in a need to enlarge the dust precipitator. The benefits of this kind of investment have to be evaluated separately on an economic basis.

4.1.9.2.3 Abatement of NO_X emissions

The low combustion temperature (between 850 and 950 °C) of fluidised bed combustion systems is advantageous for the suppression of NO_X emissions. However the FBC boilers generate a significant proportion of the NO_X emissisn as N_2O which has a high global warming potential. But this is not the only way to reduce NO_X emissions in FBC boilers, for example, other techniques such as SNCR systems are applied in some plants in the US. However, with the desulphurisation improvement by adding limestone, any unreacted lime catalyses the conversion of NH_3 to NO_X. This means, that the more lime (for SO_X control) that is added to the fluidised bed, the more NO_X is formed.

Different types of fluidised bed combustion, usually BFBCs, are used in smaller capacity LCPs and tend to have higher NO_X emissions.

4.1.9.3 Control of emissions from grate firing

When burning coal or lignite in grate combustion systems, most of the ash is left on the grate and collected as bottom ash. Only a small quantity of ash leaves the furnace as fly ash and must be collected in the dust reduction devices.

4.1.9.3.1 Dust abatement

For dust abatement from grate-fired combustion plants, both ESPs and fabric filters are currently applied.

4.1.9.3.2 Abatement of SO_2 emissions

For grate firing, which is mainly applied to smaller (<100 MW) industrial combustion plants, low sulphur fuel is mostly used for SO_2 control. Because the combustion temperature varies between 850 and 950 °C, therefore additives such as lime or limestone can also be added directly to the fuel for SO_2 capture. These additives support the natural capability of alkaline ashes to capture SO_2. $CaSO_3$ becomes unstable at temperatures greater than 850 °C, and CaO and SO_2 coexist in chemical balance. For this reason, grate combustion is not as effective for the abatement of SO_2 emissions.

4.1.9.3.3 Abatement of NO_X emissions

The low combustion temperatures of grate systems are advantageous for the suppression of NO_X emissions. In this context, it should be stressed that grate systems (without additional control measures) emit about 300 mg/Nm^3 of NO_X, which is much less than from an uncontrolled hard coal burning pulverised combustion plant. Overfire air is also sometimes used in addition to reduce the generation of NO_X emissions.

4.1.10 Water and waste water treatment

A variety of waste water types (see Chapter 1) is generated by operating coal- and lignite-fired combustion plants. The techniques described for waste water treatment in Chapter 3 are applied to a large extent for the purification of waste water from coal- and lignite-fired plants.

Managing the run-off water from coal yards, slag piles and by-product storage needs special attention. Before discharging surplus water it must be safeguarded by treatment and monitoring so that the applicable pollution limits are met. Dilution by fresh water to meet the limits is not acceptable.

4.1.11 Combustion residues and by-products treatment

When coal is burned, most of the mineral matter is captured and removed as solid material at various places in the system, such as at coal mills, at the bottom of the boiler, in the economiser flue-gas cleaning system and in the stack. Bottom ash is recovered from all types of coal- and-lignite-fired combustion plants, although the percentage of total ash it accounts for varies. Because of the recycling of fly ash in wet bottom boilers, 100 % is recovered as slag tap granulate. Only when a certain amount of unburned fuel remains in the fly ash, is it recovered separately and stored in a special silo. With circulating fluidised bed combustion, a cyclone precipitator returns most of the ash to the furnace, where it agglomerates to bed material and is recovered as bottom ash.

With lime/limestone based wet FGD systems, gypsum is recovered with a definite crystalline structure. This is necessary to separate gypsum from smaller undissolved limestone particulates and to dry the recovered gypsum. Too small particulates increase the humidity of this by-product, normally by about 10 %. When this by-product is washed, a high quality marketable product (comparable or better than natural gypsum) can be achieved, with only trace impurities giving any indications of the fuel from which it is derived. In most cases, gypsum is collected and stored in closed stockpiles. In some plants, gypsum is dried further down from 10 to 4 %, or even down to 1 %, to reduce transport costs and to increase the consumption quality.

Figure 4.23: Closed gypsum storage facilities
[94, Umwelt + Technik, 2000]

In cases where there is no market potential for gypsum, FGD gypsum is landfilled in a controlled manner in the same way as the fly ash and wet ash. Separate landfilling of either by-product is possible, but it has been found that mixing FGD gypsum with fly ash and FGD waste water produces a mixture, often called 'stabilizate', which has better landfill properties than that of each component alone. These properties are: mechanical strength, permeability, and leachability.

The most usual management of the residues and by-products from lignite combustion, is as landfill for the restoration of exhausted open-cast lignite mines. Fly ash is, also, very often used as a material for strengthening the overburdened slopes during the exploitation of lignite mines.

'Stabilizate' performs well, because it combines the pozzolanic properties of the fly ash, as well as its potential for binding heavy metals and trace elements, with the properties of gypsum. No adverse environmental impacts are observed from the controlled landfills of LCP solid by-products.

In general, combustion residues and by-products such as ashes and FGD by-products are collected at various points such as the boiler, de-dusting hoppers, ESPs, fabric filters and FGD plants. These materials are transported by means of hydraulic or mechanical devices and stored in closed silos or in especially designed storage buildings, like those used for the storage of gypsum from the FGD plant.

Table 4.2 shows a summary of the possible re-use options of the residues and by-products from coal-fired power plants. It has to be determined on a case-to case basis, which possibility should be carried out.

	Fly ash		Bottom ash		Sorption process products	Gypsum
	lignite	Hard coal	lignite	Hard coal		
Construction industry						
Concrete additive (disregarding 'Flual')	x	x				
Lightweight aggregates for concrete	x	x	x	x		
Foam mortar, porous concrete	x	x			x	
High performance concrete	x	x				
'Flual' production	x					
Blend additive in the cement industry	x	x				
Raw meal constituent in the cement industry	x	x				
Cement additive to delay setting					x	x
Isolation walls	x	x			x	
Construction gypsum						x
Ceramic industry	x	x	x	x	x	
Road building and landscaping	x	x	x	x		
Dam construction with the RCC (Roller Compacted Concrete) technique	x	x	x	x		
Filler for bituminous surfacing, bonding layers and sub-base binders	x	x				
Ground stabilisation, loose building materials for earth work and road construction	x	x	x	x	x	
Sound proofing		x		x	x	
Landfill technology, waste treatment	x	x	x	x		
Landfill	x	x	x	x	x	x
Hazardous substance immobilisation	x	x				
Lining material for landfill bottom lining	x	x			x	
Surface filter for landfill sealing			x	x		
Sewage sludge conditioning					x	
Base material for biological waste water cleaning			x	x		
Filler for pipeline ditches						
Stabilised ash cement mixture	x	x			x	
Ditch filling	x	x			x	
Other methods of utilisation	x	x	x	x		
Reclamation material in mining	x	x	x		x	
Zeolite production	x	x				
Alpha- and beta-half hydrate production						x
Filling material in the paper industry					x	x
Production of anhydrite					x	
Müller-Kühne-process'	x	x	x	x	x	x
Thermal recovery			x	x		
Flue-gas desulphurisation					x	

Table 4.2: Examples of re-use of residues and by-products from coal and lignite combustion [64, UBA, 2000]

4.2 Examples of applied processes and techniques

This part of Chapter 4 provides a number of examples of techniques and processes currently applied in different coal- and lignite-fired combustion installations. The aim of the examples is to demonstrate how specific techniques have been applied to new or retrofitted plants in order to ensure a high level of protection for the environment as a whole, taking into account, in each case, the particular site-specific conditions and environmental requirements. However, from the information collected, it is not always clear, if or how each technique described in the examples has been assessed against the definition of BAT given in article 2 (11) of the Directive, as well as against the list of 'considerations to be taken into account generally or in specific cases when determining the best available techniques bearing in mind the likely costs and benefits of a measure and the principles of precaution and prevention' and, consequently, how the technique has been selected and applied. Furthermore, it cannot be assured that the environmental performance presented is constant and continual under all operational conditions, over which time period, whether any problems have been encountered, and what the cross-media effects are. Also, it is not always clear what the driving force is for applying the technique and how the costs and environmental benefits are related in each case. Therefore, the information provided in the following examples is meant only to provide general indications of reported current practice and cannot be considered as appropriate reference points. The techniques that are given as examples arise from information provided and assessed by members of the Technical Working Group as part of the information exchange of LCPs.

4.2.1 Examples of individual applied techniques

EXAMPLE 4.2.1.1 ULTRA LOW NO_X TANGENTIAL-FIRING SYSTEMS (ULNTF) FOR BITUMINOUS COAL

Description: The concept of the modern ultra low NO_X bituminous coal tangential firing system is characterised by a superposition of radial and axial air staging. The combustion occurs under sub-stoichiometric conditions. Here, air is supplied in various stages in a vertical direction. By means of the radial air staging, a zone with a high O_2 and a low CO content is created in the outer area of the furnace. This leads to an effective protection of the furnace walls from corrosion (Figure 4.24).

The burners are installed in the corners. Each mill supplies pulverised fuel to one burner level. Above the top burner level, overfire air nozzles are arranged in the furnace walls at a significant distance from the top burner level, to allow NO_X reducing reactions. The arrangements and dimensions of the overfire air nozzles are chosen in such a way that the quantity of overfire air is distributed well over the furnace cross-section to maintain efficient combustion. Each individual burner consists of one or two fuel nozzles, a rectangular offset air nozzle, a rectangular intermediate air nozzle (in this case, there are two fuel nozzles) and two circular upper and lower air nozzles. These nozzles are used for the oil burners during start-up of the unit. The offset air nozzles are installed above each burner. They are directed towards the furnace walls to create a layer of air at the furnace walls. All other fuel and air nozzles, except the overfire air nozzles, are directed to the tangential circle (Figure 4.24).

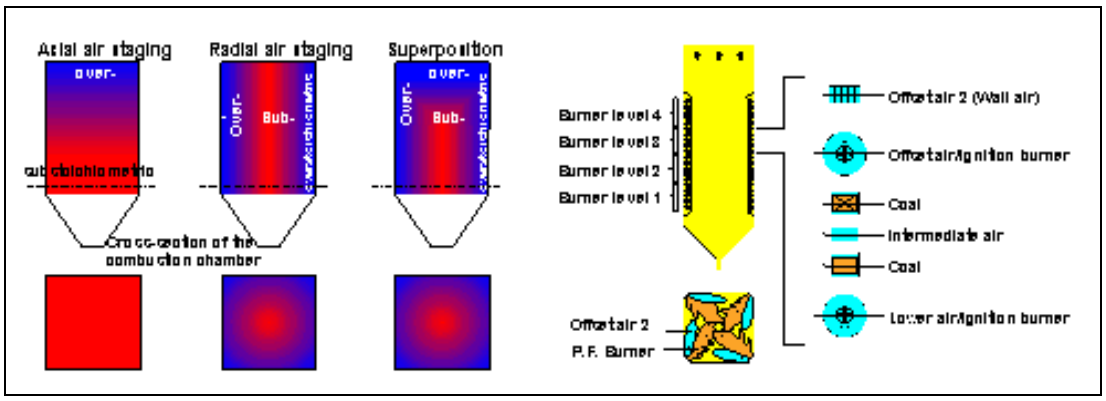


Figure 4.24: Principle of axial and radial air staging

Achieved environmental benefits: The NO_X emissions, which can be achieved as a function of the burner level stoichiometry, are shown in Figure 4.25. As can be seen in this figure, NO_X emissions in the upper stoichiometry range are reduced significantly with a decrease in the burner stoichiometry. However, NO_X emissions peak below a stoichiometry of 0.80.

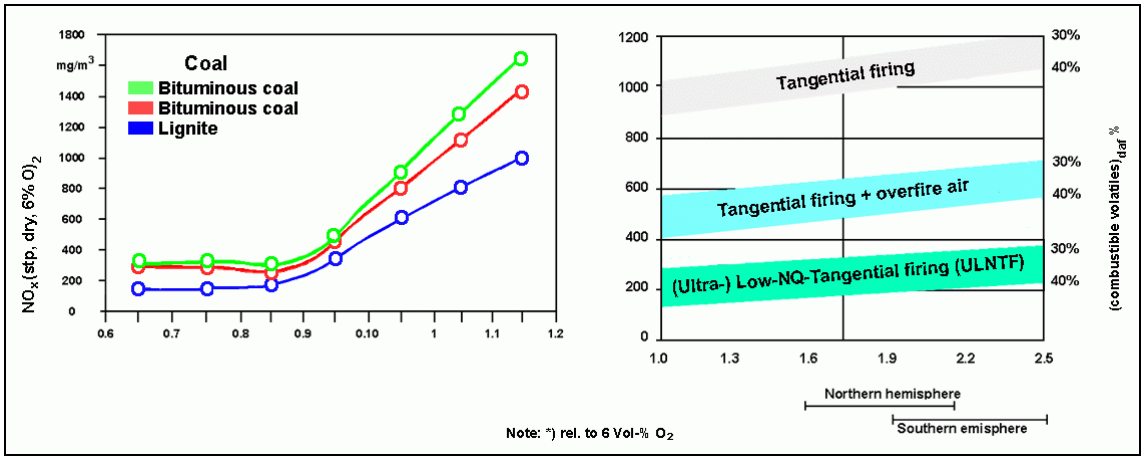
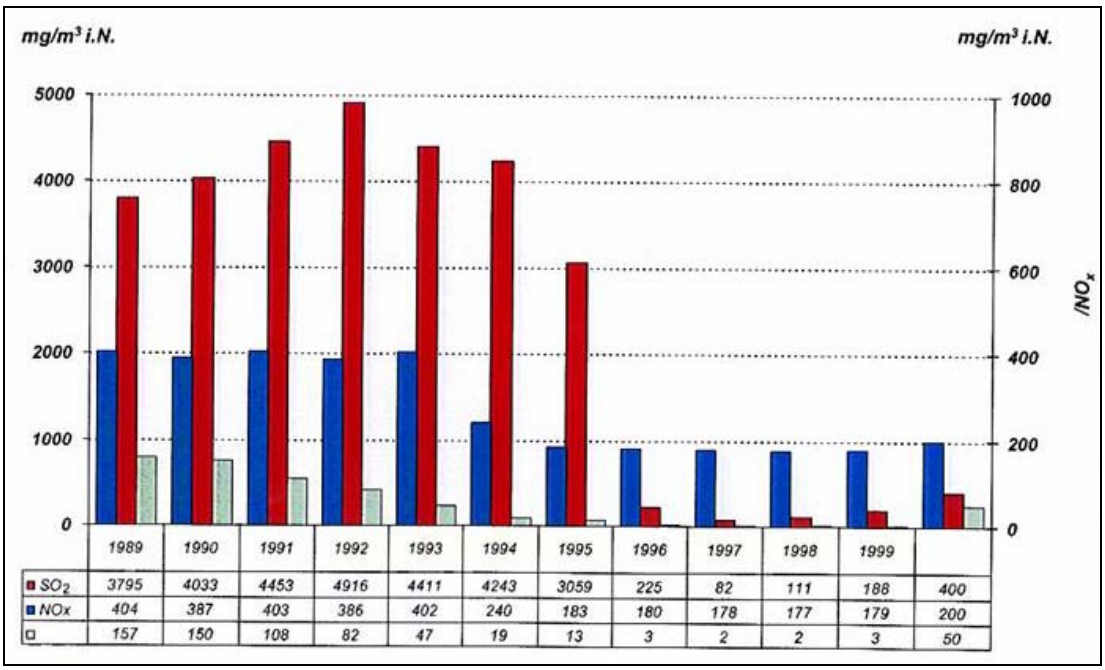


Figure 4.25: NO_X versus burner stoichiometry and firing system

Parallel to the NO_X emissions measurements, CO and O_2 are checked in the vicinity of the furnace walls. Only very low CO concentrations and high O_2 concentrations are measured at the walls with the ULNTF firing system during ultra low NO_X operation. Figure 4.25 also shows a comparison of the ultra low NO_X T-firing system ULNTF (with offset air and overfire air level) with the low NO_X firing system (with overfire air level) and with the basic firing system for bituminous coal regarding NO_X. The figure shows the NO_X reduction potential of the ultra low NO_X firing system for all bituminous coals from the world market. Figure 4.26 shows a comparison of the NO_X values for some selected power plants (labelled as A to M).



	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	
SO2	3795	4033	4453	4916	4411	4243	3059	225	82	111	188	400
NOx	404	387	403	386	402	240	183	180	178	177	179	200
	157	150	108	82	47	19	13	3	2	2	3	50

Figure 4.26: Comparison of the NO_X values for some selected power plants

Applicability: Limited experience is available with ultralow NO_X tangential firing systems, and these can, in general, be applied to new plants and retrofitted to existing plants.

Cross-media effects: No potential effects.

Operational data:

- the reduction of excess air and exhaust gas temperatures leads to an improvement of the steam generator efficiency. Additionally, the efficiency increase makes an important contribution towards the reduction of the CO_2 emissions
- the reduction of the NO_X content in the flue-gas leads to a decrease in the ammonia consumption for the catalyst and an increase of the catalyst service life (if the catalyst is available)
- improvement of the steam generator efficiency, reduction of the power consumption of induced-draught, forced-draught and FGD fan all result in an improvement in the net efficiency of the power station unit.

Economics:

- improvement of the steam generator efficiency
- increase in the net power output
- no additional operating costs.

Driving force for implementation: Requirements for low NO_x emissions from national/European legislation and/or an increase in boiler efficiency and a decrease in fuel consumption.

Reference literature: [114, Alstom, 2001], [115, Epple, et al., 1995], [116, Kather, 1996], [117, Marx, et al., 1997], [34, Verbund, 1996].

EXAMPLE 4.2.1.2 PRIMARY MEASURES TO REDUCE NO_X FROM VERTICALLY FIRED SYSTEMS WITH FUEL PREHEAT AND CYCLONE BURNERS INTEGRATED WITH AN OFA SYSTEM

Description: In the 1920s, the preferred pulverised coal (PC) furnace system was vertically (arch) fired, because this could achieve flame stability, by admitting some secondary air through openings along the vertical wall underneath the arch. Later on, the adoption of 'turbulent' burners, requiring only swirled secondary air surrounding the primary air/coal nozzle, allowed the application of horizontally fired PC furnaces in most cases. However, PC firing of anthracite without support fuel still requires the progressive supply of secondary air, which is characteristic of arch firing (AF). Favourable characteristics of anthracite coals are the low sulphur content, they are found worldwide, and the extensive reserves in East Asia.

The most successful AF technology has kept the same high (~70/30) flowrate ratios of vertical-wall-air/arch-air of the early vertically fired systems. Furthermore, its burners are shaped as cyclone separators for venting air from the primary air/coal mixture. This further favours unsupported ignition, achieved even with coals having less than 5 % volatile matter. More meaningful from the ignition standpoint is the hydrogen content of the fuel, which with this AF technology can be as low as 1.5 % for unsupported firing at full load. With higher volatile coals, AF units have attained NO_X emissions at the low level of the most advanced low NO_X horizontally fired burners. However, it is important to note that previous designs for NO_X reduction with air staging in the burner and furnace have targeted only the fuel nitrogen released during coal devolatilisation.

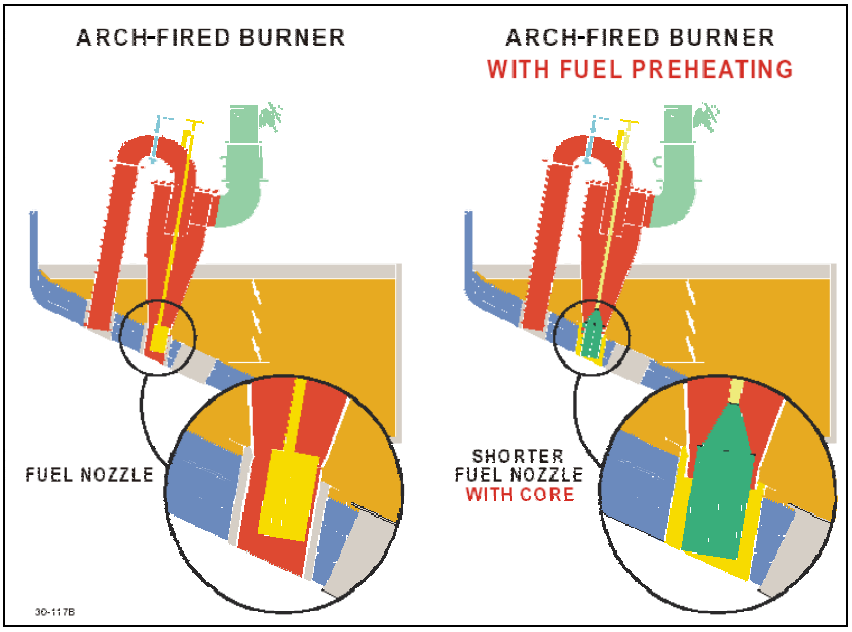


Figure 4.27: Arch-fired burner with fuel preheat
[192, TWG, 2003]

Figure 4.27 shows the standard arrangement of an AF cyclone burner, with a detail enlargement of the fuel nozzle. The figure illustrates the fuel preheat modification which improves the flame stability. The modification involved making the cylindrical fuel nozzle shorter, to allow mixing of cold air/coal with the hot air surrounding the nozzle, and inserting a 'core' in the nozzle that enhances the venting capability of the cyclone whilst maintaining the air momentum for proper flame penetration. A further modification may be for the vent of the AF cyclone burner to be integrated with an overfire air system. Here, the vent will convey most of the coal moisture and the finest of the PC in a very lean phase, made even leaner by the OFA.

An unavoidable consequence of NO_X reduction primary measures is an increase in unburned fuel (unburned carbon). Retrofitting a more efficient classifier of the mill product can counter this increase in unburned fuel. A related component of this NO_X reduction technique involves using an adjustable static classifier instead of the baffle classifier of the tube or ball mill, which is preferred for pulverising anthracite. Both types of classifiers are an integral part of the ball mill. The adjustable static classifier is designed as a cyclone with multiple inlets, that are defined by adjustable vanes.

Achieved environmental benefits: The coals defined in Table 4.3 were tested at a US 22 MW_{th} AF Combustion and Environmental Test Facility (CETF), including a blend of Pennsylvania, US coals. With the fuel preheat modification, a stable combustion was achieved with every coal tested, even at 50 % load. For a given NO_X, the corresponding unburned fuel was reduced by each modification. With the fuel preheat and vent-to-OFA modifications, over 50 % reduction of NO_X meant less than doubling the unburned fuel. The trends resulting with the other coals tested were similar, particularly when operating with OFA.

	Analysis % by weight							**HHV[c]**	**HGI[d]**
Coals (ASTM Group)	VM[a]	Ash[a]	H_2O[a]	C[b]	H[b]	N[b]	S[b]	kcal/kg	
50/50 blend (~semi-anthracite)	13.5	11.	9.1	72.9	2.9	1.4	1.	7530	68
Kocher, Pennsylvania (anthracite)	6.9	11.3	11.5	72.4	2.1	1.0	0.7	7220	42
Carbonar, Spain (anthracite)	5	19.5	7.6	68.5	1	0.7	0.7	7140	43

a Proximate analysis: =volatile matter (VM) ash and total moisture (H_2O)
b Ultimate analysis: elements as shown
c Higher heating value
d Hardgrove grindability index.

Table 4.3: Analysis of different test coals

Two of the 16 burners of an European 154 MW_e AF unit firing anthracite have undergone the fuel preheat modification. During testing with a local coal of 5 % volatile matter, 1 % hydrogen content (Carbonar, Spain Table 4.3), the modified burners were able to operate without support oil in them or in burners next to them, even at the 60 % minimum technical load.

Two US AF utility (central power station) units, each 300 MW_{th} input, firing anthracites with 7 % volatile matter high moisture and ash content, restarted in the Spring of 2002 after retrofitting the preheat nozzle and vent-to-OFA modifications. As a result, these primary (in-furnace) measures amply met the two 300 MW_{th} utility units commercial guarantee of bringing the pre-retrofit NO_X level, (~950-1180 mg/Nm^3) down to (~510 mg/Nm^3). In fact, this new PC firing system ranks among those resulting in the lowest NO_X emissions, in spite of having so far fired only coals with very low volatile matter. Secondary (back-end) measures to further reduce NO_X based on the safer urea could be adopted, because with this technique, the CO kept well below the typical 100 ppm limit that urea needs, can easily decompose into the reacting ammonia.

Retrofitting the adjustable static classifier in the six ball mills of an European 330 MW_e AF unit firing anthracite has reduced the amount of unburned fuel by over 50 %.

Applicability: The use of the preheat nozzle and vent-to-OFA technique is suitable for new plants of more than 30 GW_e and for existing AF units in the US, Europe and East Asia, ranging in size up to 717 MW_e.

Cross-media effects: The preheat nozzle and vent-to-OFA technique reduces the costs of the application of secondary measures. For fuels having less than 1.5 % hydrogen content, this technique saves the support oil or coal having a higher volatile matter content, and either one being co-fired for flame stability. When combined with the adjustable static classifier, it avoids the cost and external issues associated with increased fuel consumption.

Operational Data: No substantial change, except for reduced NO_X and increased fuel flexibility, as noted.

Economics: The preheat nozzle and vent-to-OFA retrofit costs are in the order of those mentioned in the literature for NO_X reduction by primary measures in wall or opposed firing boilers. The adjustable static classifier initial cost is a fraction of the cost of the dynamic classifiers and has negligible operating and maintenance costs, while it also counters the increase in coal consumption subsequent to implementing NO_X reduction modifications.

Driving force for implementation: Lower emission limit values for NO_X**.** Besides this, the 'Clean Development Mechanism' of the Kyoto Protocol should create opportunities to retrofit existing units in East Asia.

Reference Literature: [172, Garcia-Mallol, et al., 1999], [173, Garcia-Mallol, et al., 2000], [174, Garcia-Mallol, et al., 2002].

EXAMPLE 4.2.1.3 GAS-OVER-COAL AND COAL-OVER-COAL REBURN TO REDUCE NO_X EMISSIONS IN UTILITY BOILERS

Description: The reburn process is an in-furnace combustion modification technique for the reduction of NO_X emissions from large utility boilers. A detailed description of the reburning process is presented in Section 3.4.1.5 of this document.

Achieved environmental benefits: The reburn process has been shown to be effective in reducing NO_X emissions from large pulverised coal-fired plants. This process has been demonstrated within Europe at large coal-fired power plants in the UK (Scotland) (600 MW_e, gas-over-coal reburn) and at a power station in Italy (320 MW_e, coal-over-coal reburn), with NO_X reductions of 45 to 60 % being achieved (compared to emissions when operating with low-NO_X burners alone).

From a baseline emission level of 650 mg/Nm^3 at 6 % O_2, the NO_X emissions from a unit with reburn installed would, therefore, be in the order of 325 mg/Nm^3 (at 6 % O_2).

The performance depends on the available residence time in the furnace-lower emissions are achievable with longer residence times, but conversely shorter residence times will limit the NO_X reduction that can be realised.

Applicability: The reburn process is very attractive for new boilers but, given its need for large chambers, it is likely to be less appropriate for retrofit situations. Ideally the furnace will have a long available residence time so that the optimum performance can be achieved, which is especially important for coal-over-coal reburning. However the process can also be applied to compact furnaces. Here, although there will invariably be some compromise with regard to NO_X and/or carbon-in-ash, experience to date shows that significant NO_X reductions can still be achieved. In principle, therefore, the process is applicable to all large pulverised coal-fired boilers (i.e. 500 MW_{th} and above).

Gas-over-coal reburn can only be applied to sites where natural gas is available at a competitive price.

Cross-media effects: The introduction of reburn gives rise to the possibility of an increased level of carbon-in-ash, and in some instances, this may render the fly ash unsaleable (e.g. for use in cement manufacture), therefore leading to increased landfilling. In practice however, the increase in the carbon-in-ash level has been acceptable (and is still considerably less than that arising from furnace air staging). At the plant in the UK (Scotland), the carbon-in-ash level was similar to baseline levels, whilst at the Italian plant it was higher by a factor of 1.25. When considering the potential application of reburning to a specific plant, the potential increase in carbon-in-ash is of key interest. Measures to minimise the potential impact on burnout include improving the pulverised coal fineness (e.g. by mill upgrads and/or classifier improvements), and increasing the effective residence time in the burnout zone (e.g. by trading off NO_X reduction vs. burnout).

Reburning can also give rise to a reduction in the thermal efficiency of the boiler, both as a result of the increased carbon-in-ash (see above) and, in the case of gas-over-coal reburning, as a result of the increased moisture loss when a proportion of the thermal input is obtained from natural gas instead of coal. Experience in the UK (Scotland) and in Italy has shown that any worsening of the thermal efficiency is only small and can be predicted.

Operational data:

- **gas-over-coal reburn:** NO_X emissions of between 250 and 300 mg/Nm^3 at 6 % O_2 have been achieved, representing a reduction of 60 % from baseline levels. The carbon-in-ash level was not significantly increased over the baseline level. The boiler performance was also not adversely affected. Thermal efficiency was reduced by 1 % due to the increase in the moisture loss arising from the substitution of 20 % of the coal by natural gas
- **coal-over-coal reburn:** NO_X emissions of between 300 and 370 mg/Nm^3 at 6 % O_2 were achieved from a wide range of world traded coals (e.g. Colombian, South African), with there only being a small increase in the carbon-in-ash level (a factor of 1.25 times the baseline level). There was no significant impact on the boiler operation, and the thermal efficiency was practically unchanged.

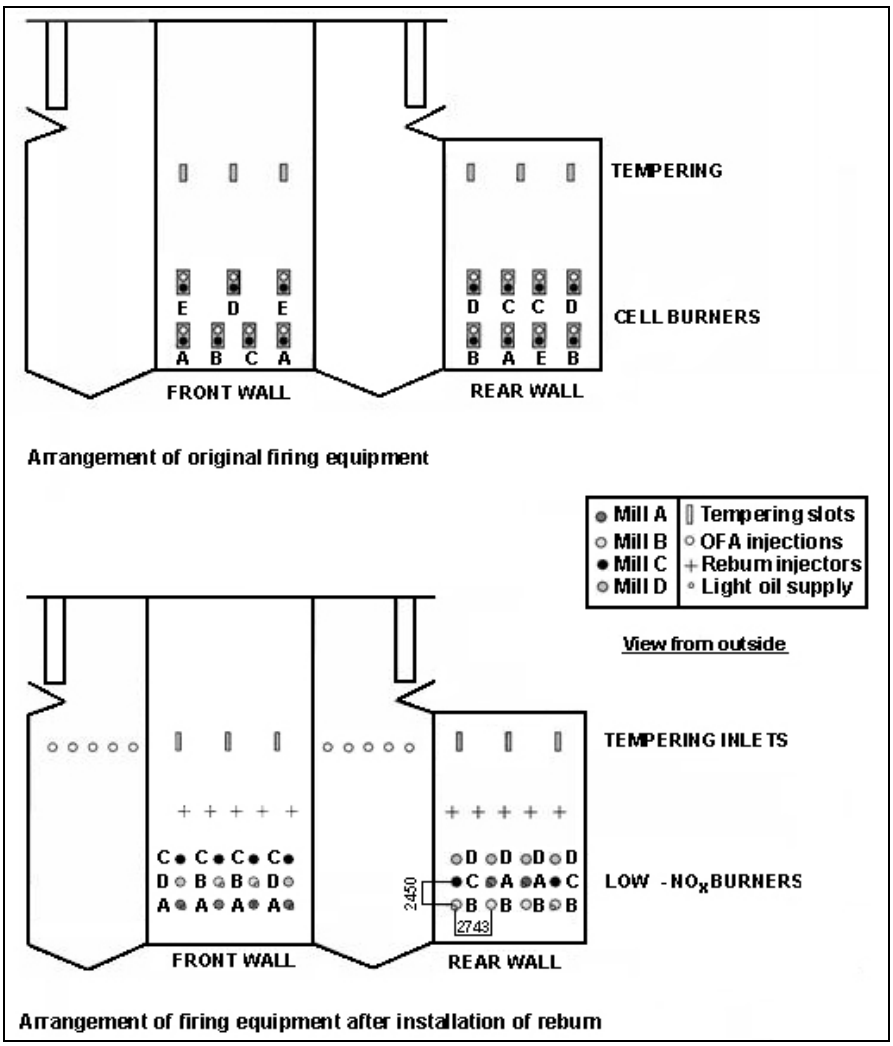


Figure 4.28: Changes in the existing boiler when applying coal-over-coal reburning

Economics: The costs of installing the reburn process are highly site-specific, and in general are dominated by the requirement (or otherwise) for a flue-gas recirculation system. Other considerations include the extent to which the milling classification hardware needs to be upgraded, access constraints, control and instrumentation systems, etc. Typically the capital cost of a reburn system will be in the order of EUR 7.8-15.6 per kW_e.

For a coal-over-coal reburn system without FGR, any increases in operating costs are small, provided that the carbon-in-ash levels are kept within acceptable limits. The costs typically comprise additional auxiliary power consumption (for dynamic classifiers and OFA fans if installed) and increased maintenance costs for the reburn system hardware.

The requirement for FGR introduces a significant additional electrical demand.

With gas-over-coal systems, the price differential between the reburn natural gas and the main coal supply will represent the largest operating cost for most installations.

Driving force for implementation: The development of the reburn process has been driven by the tightening of NO_X emissions legislation worldwide, and the economic advantages associated with achieving these limits by primary combustion measures rather than through the more expensive secondary measures (such as through selective catalytic reduction).

Reference literature: [65, Golland, et al., 1998], [66, Hesselmann, et al., 2000].

EXAMPLE 4.2.1.4 PRIMARY MEASURES TO REDUCE NO_X EMISSIONS FROM BITUMINOUS COAL FIRING SYSTEMS AT DRY BOTTOM BOILERS-OPPOSED FIRING SYSTEMS WITH LOW-NO_X SWIRL BURNERS (DS BURNER)

Description: In opposed firing, the burners are arranged at several levels on the front and rear walls of the furnace, Figure 4.29. With swirl burners installed, stable ignition and optimisation of the NO_X reduction measures are possible at each individual burner.

The prerequisite for an effective process of NO_X reduction is optimising the fuel preparation. A flexible mill system, with regard to the grinding force and grinding fineness, lends itself particularly well to the combustion of a wide range of fuels and low grade hard coals. Therefore, a modern mill forms an important integral part of the presented modern low NO_X firing system.

The DS type low NO_X pulverised coal burner, shown in Figure 4.29, is the key component of the low NO_X firing system. This burner is basically a swirl burner. To reduce NO_X formation, the burner has a number of extra design features and elements. A swirler is installed in the pulverised coal tube, and a toothed stabilising ring at the outlet. In this way, an early and stable ignition of the flame is achieved at the stabilising ring. Most of the combustion air is fed, as secondary and tertiary air, in a defined manner along air baffle rings to the flame for delayed mixing.

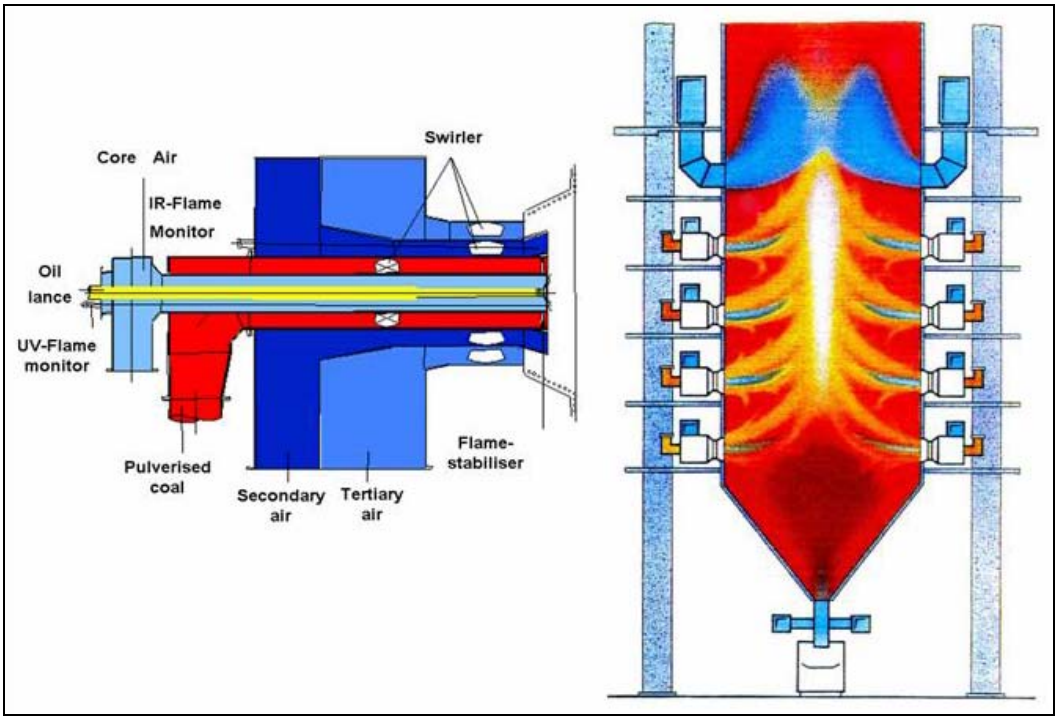


Figure 4.29: DS swirl burner integrated in an opposed fired boiler
[67, EPPSA, 2001]

The combination of low NO_X burners with air staging in the furnace, Figure 4.29, further reduces NO_X emissions. The burners are operated with a near- or sub-stoichiometric air ratio and the remaining combustion air is admitted only after a certain burnout path. The purpose is to reduce the NO, initially formed in the burner zone, in a following reduction zone.

Modern firing systems are operated with low excess air. A typical air ratio at modern plants is 1.15. Operating with low excess air and at the optimum operating mode of low NO_X burners requires a precise setting of the fuel/air ratio at the burners. This is achieved by the uniform distribution of pulverised coal from the mill to the related burners and by controlling the air supply to the burner group which is located at one level and to which fuel is admitted from the mill (or, in extreme cases, air is supplied to each individual burner).

Achieved environmental benefits: In Figure 4.30, the measured NO_X content for a steam generator with a steaming capacity of 530 t/h and with 8 DS burners (thermal capacity of 80 MW) in opposed arrangement has been plotted as a function of the air ratio at the burner, with boiler full load. With the usual operational air ratio of 0.95 and high volatile bituminous coal, NO_X values of around 280 mg/m³ were reached with very stable combustion. Extensive tests regarding the flue-gas atmosphere at the furnace walls showed that, even in the low NO_X operating mode, the oxygen concentrations (>1 %) at the walls are sufficient to exclude furnace-side corrosion.

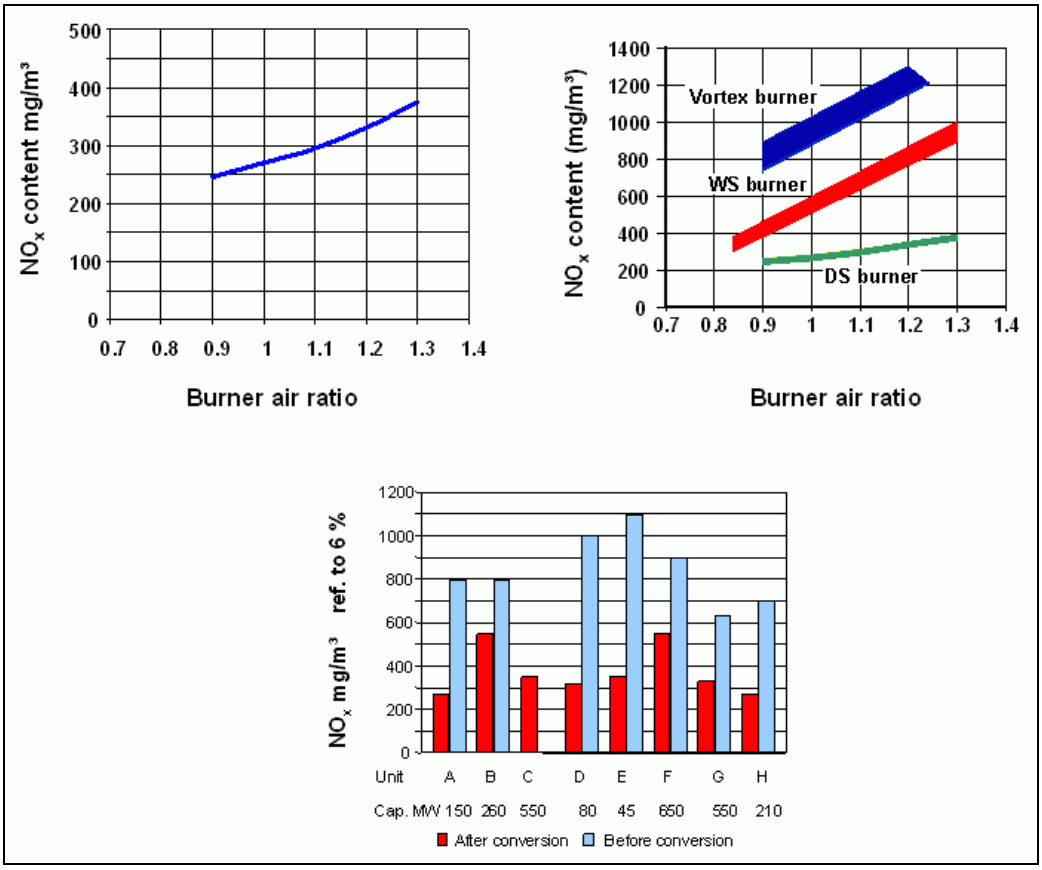


Figure 4.30: NO_X emissions of several retrofitted boilers
[67, EPPSA, 2001]

In Figure 4.30, the curve recorded for the DS burner at the plant (lower/green line) is shown in comparison with NO_X values of former whirl burners (WS burner-i.e. red/middle line) and the first generation of low NO_X burners (Vortex burner-i.e. blue/upper line). The chart clearly shows the potential of the DS burner for reducing NO_X.

		Range	
		min.	max.
LCV	MJ/kg	17.68	29.98
H_2O	%	1.6	18.5
Ash	%	4.7	31.3
VM (daf)	%	5.9	54.5
S (daf)	%	0.4	1.34
O (daf)	%	5.6	15.8
N	g/MJ	0.39	0.85

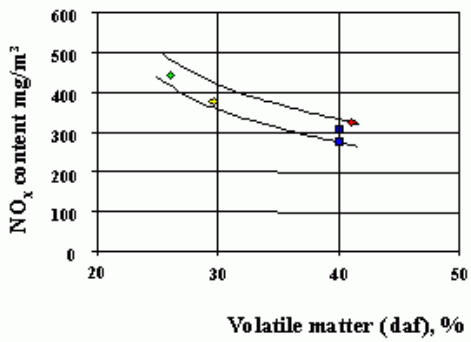


Figure 4.31: Performance of the swirl burner using different coals
[67, EPPSA, 2001]

Applicability: At a large number of plants in European and international markets the existing burners were converted into DS burners. In spite of certain implied design compromises, it was nevertheless, possible to achieve clear NO_X reductions, with an unchanged or sometimes even improved operating behaviour of the firing system. Figure 4.30 shows a comparison of the NO_X values before and after the burner conversion for some typical retrofitting projects (for example units A-H). The examples cover greatly different plants with capacities of up to 650 MW and with different coal qualities. Coal quality is an important factor for combustion-modification NO_X reductions (see e.g. Figure 4.31). Experience has been acquired with a very wide range of coals. Figure 4.31 gives the range of the coals which have so far been successfully fired in DS burners.

Cross-media effects: No potential effects due to implementing DS burners in firing systems.

Operational data: No potential increase in power consumption.

Economics: No additional operating costs.

Driving force for implementation: Requirement for low NO_X emissions.

Reference literature: [67, EPPSA, 2001].

EXAMPLE 4.2.1.5 HOT-TYPE FLUIDISED BED COMBUSTION (IGNIFLUID)

Description: Hot-type, or Ignifluid, fluidised bed technology is a combustion technique combining the advantages of conventional fluidised bed combustion (FBC) systems; such as fuel flexibility, superior carbon burnout efficiency and reduced emissions; with a high range of load variations and a selective output of agglomerated ashes.

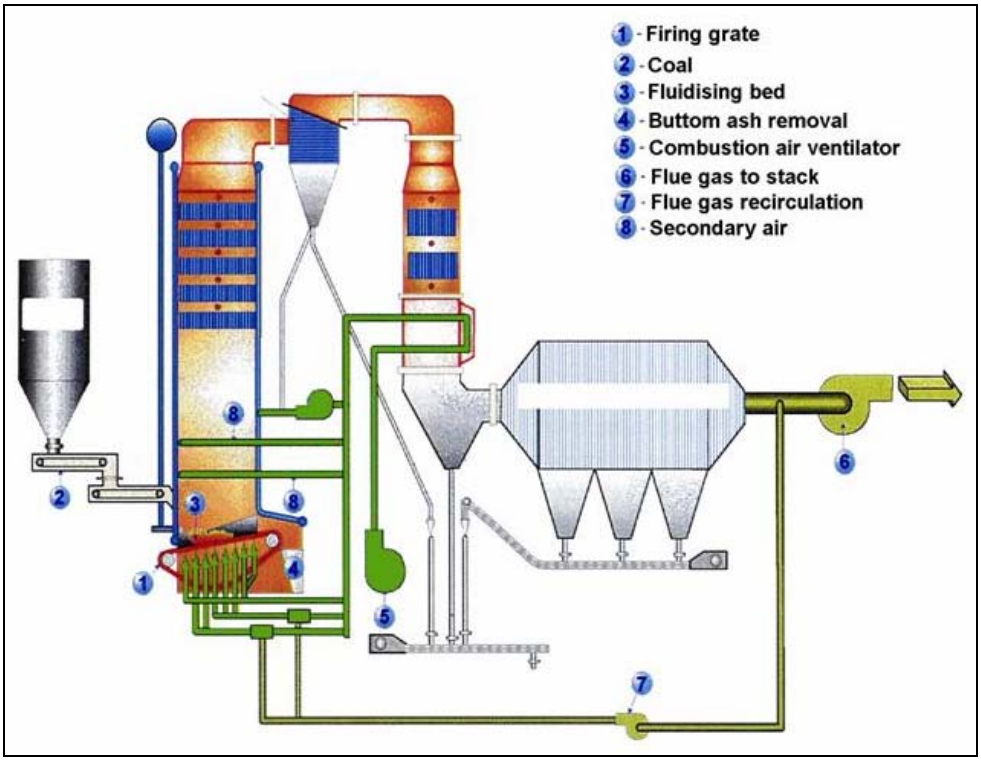


Figure 4.32: Hot-type ('Ignifluid') fluidised-bed technology [139, MATE, 2001]

The main features include:

- the use of an inclined and travelling grate of fluidisation to ensure adequate distribution of the air and to remove agglomerated ashes from the bed (agglomerated ashes represent 85 % of the inerts)
- multistage combustion. The fluidisation airflow is much lower than the stoichiometric one, thus, fuel gasification occurs in the fluidised bed and secondary air is injected to achieve combustion
- a multistage dust collection system, with selective solid re-injection through the rear wall of the boiler in the fluidised bed
- flue-gas desulphurisation, by injecting limestone or hydrated lime at the same level as the secondary air
- a DENOX system (injection of urea or ammonia based reagents), if necessary.

The pressure parts of an Ignifluid boiler are quite conventional.

Achieved environmental benefits: The measured emission levels are as follows:

Pollutant	Measured emission level (mg/Nm^3)	Rate of reduction (%)	Technique used
NO_X	150/300		Injection of urea or ammonia based reagents
SO_2	400/600	50-85	Injection of limestone or hydrated lime at the same level as the secondary air
CO	100/150		
Dust	30/50		ESP
* with DESOX and DENOX			

Table 4.4: Overview of measured emissions (at 6 % O_2)

The power absorbed by the process is 7-8 kW_e/MW_{th} produced.

Applicability: This technology can be applied to new plants and fits a large range of fuels. As far as fuel versatility is concerned, experience to date shows that nearly all kinds of fuel can be burned regardless of the volatile index, ash content, moisture or swelling index. The sole problem seems to be obtaining the appropriate size distribution of the fuel for a good fluidisation and for a high combustion efficiency.

The hot-type fluidised bed technology is well adapted for a power range from 20 to 300 MW_{th}.

Cross-media effects:

- hot-type FBC is a dry process, and consequently produces no waste water
- the hot-type process mainly generates agglomerated ashes, which are extracted from the bed by the travelling grate. The ashes are suitable for the building industry
- fine ashes are also generated by the process. These are collected by the final dust collector and can be used as a raw material for the concrete industry, as a compound for special cement, as a material for road construction or as a fertiliser.

Operational data: Ignifluid technology was invented in 1955. Today more than 50 industrial plants in 11 countries have been built with it, representing an approximate global steaming capacity of about 3600 t/h. They account for more than 1400000 running hours.

Fuel: Nearly all fluidising fuels
Coals, oil-shales, washery rejects
Various biomass

Monitoring: Continuous measurements of: NO_X, SO_2, CO, dust, O_2, temperature and volume of flue-gas, atmospheric pressure, ambient air temperature and flue-gas volume

Ash re-use: Bottom ashes extracted from the boiler are mainly agglomerated (85 % of the fuel inerts). This makes it easier to recycle (for example, in the building industry or in road construction).

Economics:

Costs for an Ignifluid boiler	60 MW_{th}	250 MW_{th}
Capital costs (EUR)	10000000	23000000
Operating costs/yr: Pollutant related only (EUR/yr)	250000	430000
Operating costs/yr: Extra power consumption (EUR/yr)	64000	110000
Operating costs/yr: Personnel and contingencies (EUR/yr)	330000	575000

Table 4.5: Costs for an Ignifluid boiler

The capital and personnel and contingencies costs indicated above are total costs for a facility and not marginal costs related only to pollutants abatement. The costs of FBC are not easily comparable with those of other pollution abatement technologies. From the available information it would seem that FBC offers a relatively low cost method for reducing both SO_2 and NO_X emissions.

Driving force for implementation:

- compatibility with solid waste re-use, due to ash agglomeration
- ability to change fuel while the boiler is still running
- quick cold start-up (≈ 4 hours)
- high rate of load change (≈ 20-25 % of MCR/min), partially due to the high carbon content in the bed (roughly half the input level)
- large turn-down range (≈ 1/10), due to a minimum of five windboxes with adjustable airflow under the grate
- in the combustion or co-combustion of biomass, there are advantages related to 'greenhouse gas' effects.

Reference literature: [139, MATE, 2001].

EXAMPLE 4.2.1.6 MEASURES FOR CFBC-POWER PLANTS TO ENHANCE SULPHUR CAPTURE, LIMESTONE CONSUMPTION AND CARBON BURN-OUT, ESPECIALLY FOR LOW QUALITY FUELS SUCH AS HIGH SULPHUR LIGNITE OR ANTHRACITE

Description: CFBC firing systems were first introduced in the 1970s for combustion purposes and are established today as reliable, environmentally friendly power plants for utilities, municipalities and industrial installations. In 2001, around 500 CFB plants were in operation worldwide. Applied capacities now exceed 250 MW_{th} and plants up to 600 MW_{th} plants are currently being designed.

The latest development of CFBs have been focusing on the low emission combustion of poor quality fuels including high sulphur and high ash fuels. Other objectives are to cut operational costs, mainly limestone costs and ash disposal costs. Furthermore, different steps to increase plant efficiency and to reduce CO_2 emissions (biomass firing, reduction in limestone usage) have been developed. Figure 4.33 depicts a CFB plant designed for high sulphur lignite.

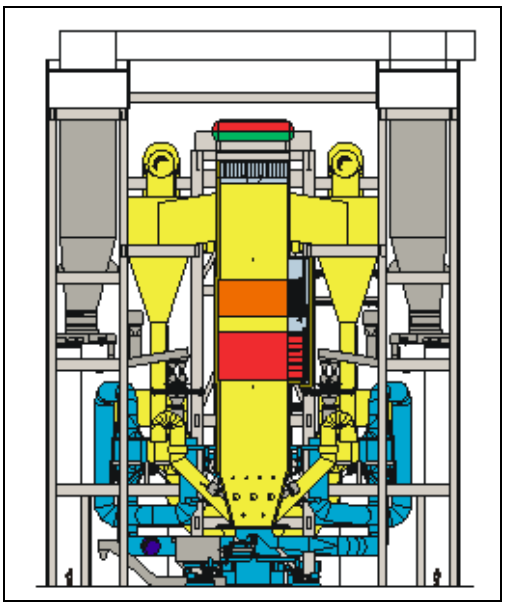


Figure 4.33: CFBC plant for high-sulphur lignite
[118, Alstom, 2001]

Achieved environmental benefits: The key benefits and developments concerning NO_X, SO_2, HCl, CO and combustion efficiency are described below.

NO_X: NO_X emissions for CFBC plants can be kept at low levels by applying primary measures, such as:

- using low furnace temperatures of approximately 850 °C, which suppresses the formation of thermal NO_X and keeps the conversion of fuel bound nitrogen to NO_X at low levels
- applying air staging, by injecting primary air (approx. 50 %) and multiple secondary air levels to create sufficient gas residence times at sub-stoichiometric conditions in the lower furnace
- optimising solids/gas mixing.

For high nitrogen or highly reactive fuels, additional measures, such as flue-gas recirculation or SNCR (ammonia injection at the furnace outlet or cyclone outlet), can be added at low expense.

SO_2: SO_2 emissions from the combustion of organic and pyritic sulphur in the coal, can be reduced by up to 95 % or more by '*in situ*' desulphurisation. The optimum temperature for the desulphurisation reaction is also in the range of 850 °C. The desulphurisation is achieved by the reaction of gaseous SO_2 and O_2 at the outer surface and within the internal porous structure of the CaO particles to form $CaSO_4$. The solids product is removed from the CFBC system together with the bed ash and filter ash.

For certain fuels, mainly lignites, where the ashes contain significant amounts of calcium, the majority of the SO_2 is captured by the so-called 'inherent' desulphurisation. In these cases, inherent capture in excess of 95 % can be achieved. For most other fuels, e.g. bituminous coals, the ashes do not contain substantial amounts of calcium. Therefore, crushed limestone at the appropriate particle size must be added to the furnace. To achieve desulphurisation rates of 95 % or higher, the molar Ca/S ratio is commonly in the range of 2 or higher. The limestone is mostly injected together with the fuel directly into the lower furnace or downstream of the loop seal. The Ca/S ratio depends on the appropriate particle size of the limestone, the limestone reactivity and its attrition characteristics.

The optimum particles size of the limestone must be in the range from 50 to 500 µm to give a sufficiently long residence time of the CaO particles in the furnace. Attrition and reactivity indexes are determined in laboratory tests according to buyers standards. They are determined by comparison with reference samples from existing databases. For high sulphur fuels, the cost for limestone and for ash disposal can become significant. Therefore, supporting technologies such as the duct sorbent injection (modified dry FGD, see Section 3.3.5.2) have been developed, e.g. to increase the reactivity of the limestone or ash.

Cl and F: Chorine and fluorine in the fuel are mostly combined with alkali components such as Na or K. At temperature levels of 850 °C, chlorine and fluorine form gaseous HCl and HF, which further react with CaO at lower temperature levels. Whereas for HF, more than 90 % is usually captured by the excess limestone in the filter ash, the retention rates for HCl can vary significantly. Depending on the moisture level in the flue-gas, the amount of excess limestone in the filter ash and the type of filter (ESP or baghouse), HCl retention rates between 20 % and 90 % have been detected. Thus, for high chlorine fuels, e.g. coal from the 'Saar' area in Germany, secondary measures such as $Ca(OH)_2$ injection can be installed.

CO: Due to the intense mixing in the furnace and in the cyclone, CO streaks are dissolved. For certain bituminous coals, mainly from the Southern Hemisphere, CO generation downstream of the cyclone was detected. Based on the slow reactivity of these coals CO is produced by unburned carbon, which settles on the first convective superheaters downstream of the cyclone. The CO production can be easily avoided by operating sootblowers in the superheater area.

Combustion efficiency: While for some first generation CFBC plants, carbon levels in the filter ash, especially for low ash and low reactive coals, exceed design expectations, significant improvements concerning combustion efficiencies have been achieved in recent years. As a first step improvement, the installation of filter ash re-injection systems for low ash coals resulted in an improvement in the combustion efficiency, especially for low ash coals. As a second step, the combustion efficiency was further significantly increased by enhancing the cyclone efficiency, leading to a total decrease by more than 50 %. This is due to a shift in the average particle size of circulating material from more than 180 µm to less than 100 µm.

Cyclone efficiency: The enhancement of the cyclone efficiency led to an improvement of approx. 50 % for combustion loss and more than 20 % for limestone usage. The homogeneous temperature profile further allowed NO_X emissions of less than 200 mg/Nm^3 to be achieved for the whole coal range without the need for controlling the furnace temperature by either external bed heat-exchangers or by using recirculation gas.

Applicability: CFBC firing systems of the type mentioned above have been implemented for power plants between 25 and 300 MW_e. The mentioned benefit of improving the cyclone efficiency is especially beneficial for high sulphur fuels (e.g. Indian and Turkish lignites), low reactive fuels (Chinese anthracite) and for fine grain fuels from coal washing plants. Currently more than six plants with the mentioned enhanced cyclone efficiency are in operation and 15 more plants are under construction.

Cross-media effects: The detected increase in pressure loss of the enhanced cyclone design, due to an increase in particle loading at the cyclone inlet, has been measured to be less than 2.5 mbar. Thus, no significant impact on power consumption has been detected.

Uses for CFBC ash are less developed than for FGD gypsum because they contain $CaSO_4$ and,therefore, cannot be re-used in concrete. Instead, the ash is used in road construction and in other civil engineering applications. However, at present only 40-50 % of CFBC ashes are currently used.

Operational data:

Fuel type	NO_X (mg/Nm^3 at 6 %O_2)	SO_2 (mg/Nm^3 at 6 % O_2)	Desulphurisation efficiency (%)
Anthracite and anthracite tailings	70	220	80
Pet-coke	100	50	99
Coal slurry	110	140	95
Bituminous coal	80	200	95
Eastern US bituminous coal	60	100	97
High moisture lignite	140	200	90
High sulphur lignite	160	200	98
Biomass	100		

Table 4.6: Typical NO_X and SO_2 emissions for CFBC plants

Economics: The improved cyclone efficiency has a good investment return. Retrofitting the eccentric vortex finder has also proven to be economical.

Driving force for implementation: Economical requirements in combination with more stringent requirements on SO_2 emissions.

Reference literature: [118, Alstom, 2001].

EXAMPLE 4.2.1.7 ELECTROSTATIC PRECIPITATORS (ESPS)

Description: Electrostatic precipitators (ESPs) are today commonly used devices for the collection and reduction of particles or aerosols in dusty atmospheres, such as in flue-gases from combustion processes. (A detailed description is given in Chapter 3). Typical outer dimensions of a large ESP are: height 30 m (active height less than 15 m), length 40 m and width 60 m. The lifetime of an ESP can be several decades, providing all recommended maintenance is properly carried out. Some parts, such as hammers and bearings (or nozzles for wet ESPs), need regular replacement after a couple of years of operation as part of routine maintenance.

Achieved environmental benefits: The ESP is able to achieve low emissions. The designed collection efficiency of the particulate can be higher than 99.9 %, and therefore emissions of only a few mg/Nm^3 can be achieved. In many cases, emissions in the range of 10 mg/Nm^3 and less have been measured. However, by burning solid fuel with high ash content when the ash presents high resistivity, higher levels may appear. ESPs are very efficient devices for collecting ultrafine particles (<0.5 µm), providing the particles have the ability to agglomerate. ESPs are normally of a heavy-duty design leading to high applicability, and they are also relatively insensitive to disturbances in the process. Thus, short temperature deviations will not destroy the ESP, in this event as soon as the process is back to normal conditions, the ESP returns to its earlier performance level.

Applicability: The ESP has been used in almost every power application for the collection of particulates from flue-gases. The most common use is for coal firing, but pet coke, oil and various residues of oil, peat, orimulsion and different kinds of biomass are also among the fuels. The dry ESP should operate above the dew point of the flue-gas in order to secure removal of the ash from the internals into the ash handling system. The flue-gas conditions vary quite significantly depending on the application. Ash composition, ash loading, particle size, resistivity of the ash, and temperature, humidity, SO_2 and SO_3 content of the gas are examples of parameters which need to be considered when designing an ESP.

Cross-media effects: The ESP can control small particles efficiently. For modern plants with low emissions, (e.g. around 10-15 mg/Nm^3), the main mass emission is well below 2.5 µm. There is a difference between the emission caused by rapping and that by general re-entrainment (or ash that has not been precipitated at all). Rapping losses occur in the form of agglomerates and have coarser particle sizes. In order to control, e.g. $PM_{2.5,}$ the ESP must be sized for an emission close to what is allowed for $PM_{2.5}$. It is not possible to vary any ratio between fractional efficiencies for coarse and fine particulate in a practical way, i.e. lowering the amount of particles <2.5 µm will also lower the amount of larger particles.

The ESP produces some ozone. Small amounts have been measured downstream of ESPs, but this disappears fast and is not considered to be a problem today.

Operational data: For low resistivity ashes, the current density used is normally limited to 0.5 mA/m^2 of collecting area, while for higher resistivity ashes the average current for optimum performance may be as low as 0.05 mA/m^2, and a corresponding power saving is achieved.

For difficult high resistivity fly ashes, there is an obvious advantage in reducing the inlet gas temperature for efficient collection of the particulate. Recently, there have been ESPs operating with gas temperatures of around 100 ºC. The coals used for these plants have a low S content (<1 %) and any generated SO_3 in the boiler is absorbed by the fly ash, so that no acid dew point can be detected. No problems with clogging or corrosion due to the low temperature have been reported.

The pressure drop across an ESP is normally <200 Pascal. Other energy consuming parts are mainly the hopper heaters (which may be in the order of 3-5 kW/hopper) and insulator heaters (about 1 kW/insulator). The power for the rapping devices is negligible compared to the other elements.

The ESP casing should be gas tight, i.e. there should not be any inleakage of air. If inleakage occurs, it can give rise to cold spots and corrosion and also to stratification of the flue-gas that can then change the currents and voltages leading to a deterioration of the efficiency. A gas-tight ESP and well insulated ESP should not have a temperature drop of more than 2-3 ºC.

Maintenance requirements are quite moderate. Statistics from Australia from the 1970s have shown that 90 % of the non-performing ESPs problems were actually due to malfunctioning ash discharge systems. With a good and reliable ash transportation system, it is common today for only one overhaul of the ESP to be needed per year. This usually takes place when there is maintenance work being carried out on the whole plant. An availability of >99 % can be achieved on new and well maintained plants. After some years moveable and wearing parts might have to be replaced and this is normally carried out during the yearly overhaul.

Economics: Investment costs for an ESP can be fairly high. They can range from EUR 16 - 53 per kW. The wide range depends on local fabrication costs, erection costs (which can vary significantly) and the size of the boiler and the ESP (which is a function of the efficiency and ash composition). For high resistivity ashes, there is often a substantial reduction in investment costs if flue-gas conditioning is implemented at the beginning of the build rather than as a later retrofit.

Operational and maintenance costs are normally low. The difference depends, to a great extent, on the local evaluation of the power consumption and maintenance costs.

Driving force for implementation: Low particulate matter emission levels.

Reference literature: [74, Alstom, 2001].

EXAMPLE 4.2.1.8 USE OF OPTIMISATION SOFTWARE

Description: The optimisation system consists of a row of optical sensors mounted on the upper furnace and a grid of *in situ* sensors inserted into the convective pass. The signal from each sensor is input into the computer system, which processes the signal and displays the appropriate parameters:

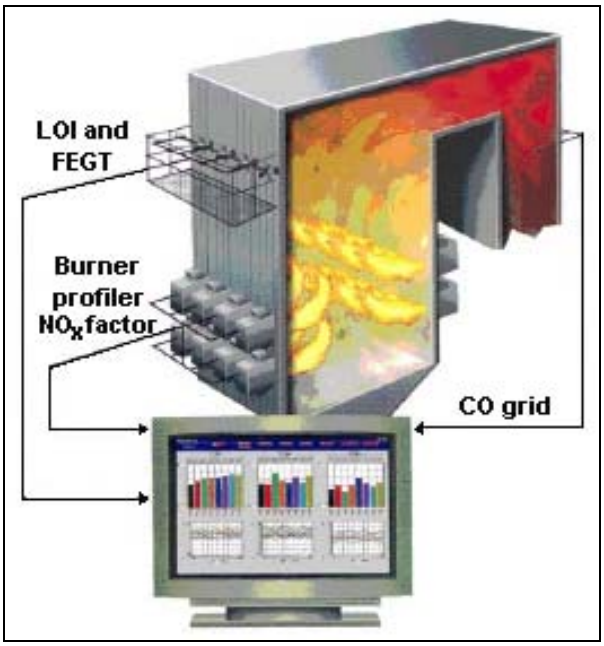


Figure 4.34: Computerised optimisation system
[175, Petek, 2002]

Achieved environmental benefits: Each plant has different optimisation objectives, so the software systems can be used as a tool to achieve many different results. The following is a list of potential benefits that have been achieved using optimisation systems to balance and improve combustion:

- heat rate improved (up to 2 %)
- Furnace exit gas temperature (FEGT) reduction
- NO_X reduction (up to 25 %)
- Loss-on-ignition (LOI) reduction (up to 50 %)
- CO reduction
- reduced O_2 levels
- improved unit availability-less forced outages
- cleaner furnace walls, less slag in convective pass
- reduced use of reheat and superheat sprays
- reduced localised tube overheat damage and tube failures
- reduced sootblowing
- safer operation due to the reduced risk of explosions caused by local fuel rich zones.

Applicability: New and existing plants.

Cross-media effects:.

Operational data: The benefit of optimising locally rather than globally is that burner and boiler adjustments can be targeted to correct specific problem areas. For example, if one burner was starved of air and produced high combustibles (LOI and CO), to rectify the problem an operator might increase the airflow to all the burners, because he was not aware which burner caused the problem. As a result, all the other burners receive more air than is necessary and consequently they generate more NO_X. A better way to address this problem is through adjustments targeted directly at the problem area. The purpose of optimisation systems is to pinpoint the source of the problem (i.e. a specific burner), to allow the operator to correct the problem locally. Thus optimisation techniques aim to optimise the entire boiler by identifying and maintaining the optimum mix of key combustion parameters at each local point across the boiler.

Economics: Not available.

Driving force for implementation: Better operation, less maintenance and lower emission levels.

Reference literature: [175, Petek, 2002].

EXAMPLE 4.2.1.9 ADVANCED CONTROL OF LOCAL COMBUSTION CONDITIONS TO REDUCE NO_X, AND BOILER PERFORMANCE IMPROVEMENTS IN COAL AND LIGNITE-FIRED BOILERS

Description: Boiler efficiency and NO_X generation in industrial boilers depend largely on the correct distribution of fuel and air in the furnace. This example control technology relies on the combination of local combustion balancing strategies and on the implementation of advanced combustion monitoring systems, allowing the application of stricter combustion control to solve common situations of imbalanced combustion scenarios. The system allows gas concentration measurements to be taken in any interior area of the furnace of industrial boilers, especially near the burners (Figure 4.35). This makes it possible to achieve not only important improvements in performance results (i.e. boiler efficiency, NO_X emissions, slagging, carbon-in-ash, consumption of auxiliaries), but also allows a safer and more flexible operation of the industrial boiler.

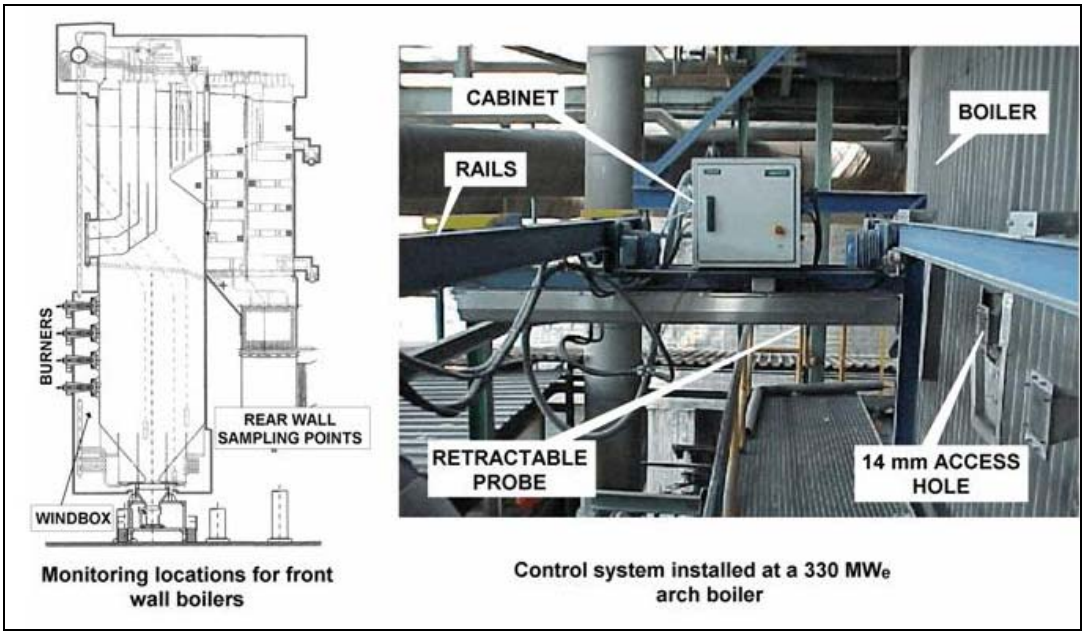


Figure 4.35: Characterisation of combustion conditions through advanced monitoring systems

The monitoring approach allows the measurement and evaluation of the local levels of gas concentrations (O_2, CO, CO_2, NO_X, SO_2), in those furnace regions which are normally at a high temperature and which, in the traditional design of boilers, have very limited access to them. The aim of these measurements is to enable the operator to characterise and control the combustion conditions at any particular point inside the boiler, in order to be able to optimise the heat rate, auxiliary consumption, pollutant emission and the slagging. This local combustion information makes it possible to consider the unit as a collection of small virtual units, each made up of a single burner. The targeted adjustment and regulation of each of these smaller units result in the overall optimisation of the boiler performance.

Applicability: This new concept for carrying out measurements inside the furnace of industrial boilers enables openings to be placed in any location required, without them being limited to only those inspection ports included in the original design of the boiler. In this way, it is possible to take measurements at the level of each burner in the boiler, without any significant structural modifications to the unit. Therefore, the presented control technology can be applied to both existing plants and new installations.

Table 4.7 shows the main characteristics of 16 existing coal-fired combustion plants from Spain and Portugal where this advanced control technology is currently being applied. These thermal units present different boiler designs (arch, arch-opposite, front, tangential) and types of fuel consumption (coals from lignites to anthracites and pet-coke).

Boiler design	Capacity (MW_e)	Number of units	Distribution of burners	Type of fuel
Arch	270	1	12 front wall + 12 rear wall	Anthracite
Arch	330	1	12 front wall + 12 rear wall	Anthracite
				Anthracite + pet-coke
Arch	350-360	2	12 front wall + 12 rear wall	Anthracite
Arch	360	1	12 front wall + 12 rear wall	Anthracite + bituminous
Arch	360	2	12 front wall + 12 rear wall	Anthracite
				Anthracite + pet-coke
Arch + opposite	315	1	Vertical: 8 front wall + 8 rear wall Horizontal: 8 front wall + 8 rear wall	Anthracite + bituminous
Front	160	1	4 vertical levels (4 burners per level)	Marginal + bituminous
Front	315	2	4 vertical levels (4 burners per level)	Bituminous
Front	360	2	6 vertical levels (4 burners per level)	Bituminous + lignite
Tangential	560	2	6 vertical levels (4 burners per level)	Bituminous

Table 4.7: Application of advanced control technology in coal-fired boilers

Achieved environmental benefits: The application of this technology has brought about NO_X reductions of around 30-60 % and substantial improvements in the overall plant performance (i.e. an increase of unit heat rate by up to 1 %). Table 4.8 shows the typical environmental benefits achieved by the application of this technology at thermal power plants with different boiler designs.

Boiler Type	Capacity (MW_e)	NO_X Reduction (%)	NO_X (mg/Nm^3, 6 % O_2)		Boiler efficiency increase (%)
			Baseline	Minimum level achieved	
Arch	270-360	20-60	1600-2000	800	1.0-2.0
Tangential	560	10-30	700-900	450	0.5-1.5
Front	160-360	>15	600-1100	-[(1)]	0.4-1.2

[(1)] Optimisation programme for NO_X reduction currently in progress

Table 4.8: Typical reductions of NO_X emissions at PC power plants by the presented technology

Operational data: Figure 4.36 presents some specific results obtained through the application of this technology at a 330 MW_e PC power plant with an arch-fired boiler. This optimisation approach was based on:

- an appropriate adjustment of the overall excess oxygen, maintaining an adequate local stoichiometry for each burner
- adjustment of the flame type (based on an appropriate control of the air inputs and the operation of the mills)
- identification of the optimum number of active burners for each operating load
- the introduction in specific zones of limited quantities of fuel-oil for co-combustion.

All of these adjustments were made to aid the appropriate control of the individual operational conditions of each burner, based on the local combustion measurements.

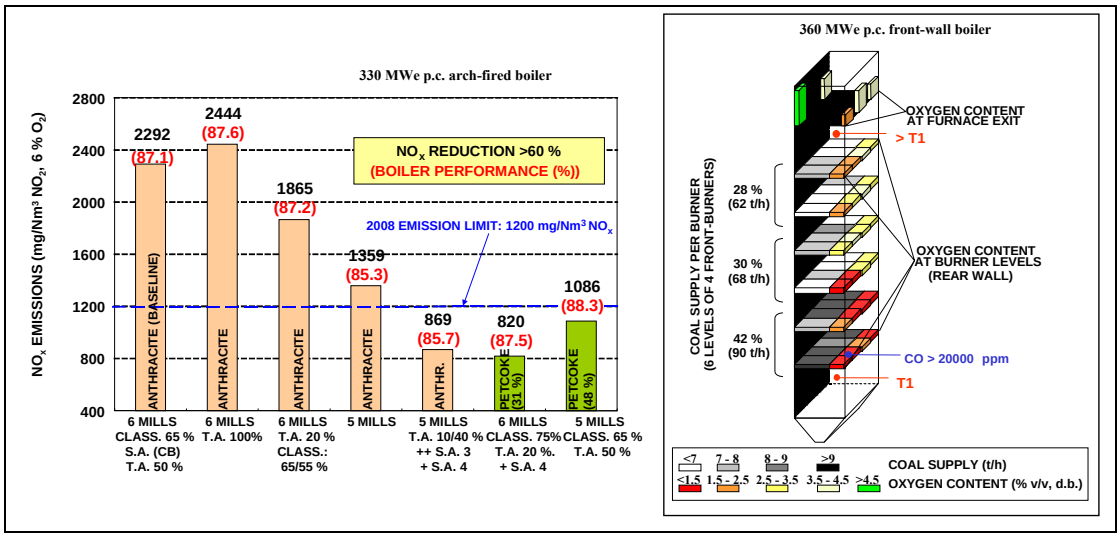


Figure 4.36: Results from PC arch-fired (anthracite) and front-wall-fired (bituminous + lignite) boilers

Figure 4.36 also presents the results obtained from a 360 MW_e front-wall fired power station, using this approach, respecting oxygen contents near the rear wall (corresponding to each flame tail). Significant differences between the oxygen levels corresponding to the tail of each flame (measured 1 m from the rear wall) were registered. These differences between the upper and lower levels of burners, also confirmed by CO measurements, were related to coal supply imbalances identified for this boiler. Measurements at the furnace exit also showed additional imbalances between the oxygen levels near the front and rear walls, that might be associated with differences in flame type. This was also confirmed through oxygen measurement at different distances (i.e. at 1 m, 2 m, and at 3 m) from the rear wall. Based on this type of information, boiler regulations were adjusted in order to control combustion conditions. These measures typically allow, for front-wall boilers, reductions in NO_X emissions of higher than 15 % and improvements in unit heat rate by up to 1.0 %.

Cross-media effects: In addition to the direct environmental benefits mentioned above, an advanced control of combustion conditions based on this advanced control technology offers the following additional advantages:

- an increase in flame stability
- a control of the creation of high reducing areas inside the furnace, thus reducing slagging and corrosion of the furnace tubes
- a reduction in the steam attemperation needs
- a reduction in CO emissions
- a reduction of the carbon-in-ash level
- an improvement in the ash quality
- a reduction in the auxiliary power consumption
- safer and more flexible operation of the boiler.

Economics: Implementation of the presented technology also generates important economic benefits derived from:

- an increase in the boiler efficiency
- an increase in the unit heat rate
- a reduction in the operational costs
- a reduction in maintenance costs
- a reduction of the unit unavailability and thus a reduction in losses of power production due to utility shutdowns
- an increase in the potential application of ashes to other industrial sectors (as cement industry).

The investment of this technological approach is currently in the range of EUR 300000 to 700000, depending on the particular characteristics of the unit under consideration (capacity, design, baseline operation, etc.).

Driving force for implementation: Besides a reduction in the fuel costs, the main reasons for application are a control of the NO_X formation and optimisation of the heat rate or slagging through the adjustment of oxygen and temperature distributions within the furnace.

Reference literature: [176, Cañadas and et al, 2001], [177, Rodríguez and et al, 2002], [178, ECSC, 2001].

4.2.2 Examples of applied techniques to improve the environmental performance of existing coal- and lignite-fired large combustion plants

EXAMPLE: 4.2.2.1 PULVERISED HARD COAL-FIRED DRY BOTTOM BOILER RETROFITTED WITH PRIMARY NO_X CONTROL AND SECONDARY DESULPHURISATION AND NO_X ABATEMENT

Description: The example plant was commissioned in 1983 in Germany and had a rated thermal input of 1820 MW, a gross electrical power of 750 MW_e and a mean electrical net power of 675 MW_e in 1999. It was equipped with a wet limestone scrubber (removal efficiency >85 %) and an SCR system between 1983 and 1989. The electrostatic precipitator reduces the dust emissions, with a separation efficiency of >99 %. For economical reasons, the boiler was retrofitted in 1997 to reduce the NO_X concentration in the raw gas and to increase the electrical efficiency of the plant.

Retrofitting of the primary NO_X control The described measures were motivated by the expected cost reduction due to decreased ammonia consumption in the SCR system, longer lifetime of the catalyst, the reduced need of power for the induced draught system and a higher boiler efficiency due to the lower excess air. Compliance with emission limit values for NO_X had already been achieved with the existing SCR system. The superposition of axial and a radial air staging allowed the area close to the furnace wall to obtain a high content of O_2 and a low content of CO. This offered an efficient protection against corrosion. Due to the use of low NO_X burners (excess air ratio λ <1) and a burnout zone in the upper part of the boiler (excess air ratio λ >1) the overall excess air ratio could be reduced from 1.3 to 1.25. The changes of operation data due to these measures are displayed in Table 4.9.

Parameter	Units	Operational data - before retrofitting	Achieved operational data - after retrofitting
NO_X after boiler	mg/Nm^3 (6 % O_2)	850	250-300
CO emission	mg/Nm^3 (6 % O_2)	<10	<10
Combustible matter in fly ash	%	approx. 1	2-3
Consumption of ammonia	kg/h	600	<275
Minimum catalyst activity	m/h	21	n.a.
Power demand of: • fresh air fan • induced draught system • desulphurisation fan	 kW kW kW	 5600 5420 3400	n.a.
Temperature of exhaust gas	°C	130	approx. 128
Boiler efficiency	%	92.53	>92.83
Reheater injection	%	1.7	c. 0.3

Table 4.9: Comparison of relevant operational data before and after retrofitting primary NO_X control measures

The saved power demand totalled 2.53 MW_e. That meant an increase of electrical net efficiency of 0.14 percentage points. A further reduction of the excess air ratio to 1.15 would have been possible by changing the design of the heating surface, and would have resulted in an additional increase of the electrical net efficiency of 0.2 percentage points. This was not implemented due to low cost efficiency reasons. The old coal mills were not changed. New ones could have reduced the content of combustible matter in the fly ash.

Achieved environmental benefits: The described retrofitting of the boiler reduced the consumption of auxiliary materials such as ammonia and the electrical power demand. This accounted for a saving of CO_2 per unit of energy produced.

Applicability: The retrofitting measures were adapted to the specific plant, but in general they can also be applied to other dry bottom boilers with high excess air ratios. However, retrofitting a boiler cannot be standardised and must, therefore, be planned and carried out on a case-by-case basis.

Cross-media effects: Flue-gas cleaning produces ash (electrostatic precipitator), waste water and gypsum (desulphurisation). The operation of the flue-gas cleaning systems reduces the electrical net efficiency of the plant.

Operational data: In 1999, the plant was in operation for 5855 hours and produced 3107.3 GWh of electricity with an electric efficiency of 37.1 %. The plant was designed to operate at a net electric efficiency of 38.3 %. The following emissions to the air were measured:

	Measured emission levels at 6 % O_2	**Specific emissions (g/MWh_e)**	**Measurement**
O_2 content (%)	7		Continuous
Operational state	Full load		
Flue-gas volume flowrate (m^3/h)	2500000		
Dust (mg/Nm^3)	<10[1)]	37	Continuous
SO_2 (mg/Nm^3)	150[1)]	556	Continuous
Sulphur emission rate (%)	10		Continuous
NO_X (mg/Nm^3)	190[1)]	704	Continuous
CO (mg/Nm^3)	12[1)]	44	Continuous
HCl (mg/Nm^3)	<30		Individual
HF (mg/Nm^3)	<3		Individual
Notes: 1 annual mean value at 6 % O_2, equivalent to daily mean at normal operation			

Table 4.10: Measure emissions to the air in 1999

Fugitive emissions arise from the storage and handling of coal. Annual emissions were estimated at 102 kg/yr. To reduce emissions, encapsulation of the coal discharge station was carried out and an underground coal conveying system was installed.

1081.5 kilotonnes of hard coal from two German mines and 3597 t of heavy fuel oil were fired. The characteristics of the coal used is shown in Table 4.11.

Lower heating value (MJ/t)	26500
Water content (%)	8
Sulphur content (%)	0.7-0.9
Ash content (waf) (%)	7.5 - 10
Volatiles (waf) (%)	32 - 38
Nitrogen (waf) (%)	0.9-1.6
Grain diameter (mm)	0 - 20
Grindability, Hardgrove (°H)	42 - 55
Cl (waf) (%)	<0.45

Table 4.11: Average characteristics of the fired hard coal

The waste water flowrate of the whole plant amounted to 280 m^3/h. Some 80 m^3/h originated from the condensate treatment and other sources of the steam generation. After neutralisation and sedimentation, this waste water was discharged to a river, with mean concentrations of impurities as shown in Table 4.12. Water from the cooling tower (160 m^3/h) was released to the river without any treatment. After neutralisation, precipitation, flocculation, sedimentation, biological treatment and filtration, waste water from the desulphurisation (40 m^3/h) was dumped to the river with mean concentrations of impurities as shown in Table 4.12.

	AOX	COD	P_{total}	N_{total}	Cr	Cd	Cu	Pb	Ni
Concentration (mg/l)	<0.05	28.4	0.35	15	<0.005	<0.0005	0.17	<0.01	<0.01
Specific load (g/MWh$_e$)		4.26	0.11	2.25			0.026		
Statistical mode		Median	Median	Median			Median		

Table 4.12: Concentration of impurities in the waste water from the condensate treatment and other sources of the steam generation process

	Filterable matter	Sulphate	Sulphite	Fluoride	Hg	Sulphide	Cd	Ni
Concentration (mg/l)	25	900	<1	7	<0.005	<0.02	0.01	0.05
Specific load (g/MWh$_e$)	1.9	68		0.5				
Statistical mode	Median	Median		Median			Median	Median

Table 4.13: Concentration of impurities in the waste waters from the desulphurisation process

The legal requirements for noise control depend on the nearest noise receptor, in this case a residential area about 300 m away from the plant. Appropriate noise requirements were met by using acoustic absorbers, encapsulation of single installations, acoustic screens around the cooling tower and overhead noise barriers.

Economics: The total investment for the plant amounted to EUR 791 million, including the flue-gas cleaning systems (1983-1989). The electrostatic precipitators accounted for EUR 39.5 million, the retrofitted desulphurisation EUR 111.2 million, and the retrofitted SCR EUR 38 million. The described retrofitting for primary NO_X reduction required an investment of EUR 6 million. The investment for fugitive emission control (encapsulation of the coal discharge station and an underground coal conveying system) amounted to EUR 12.5 million.

Driving force for implementation: The reason for the retrofitting of the boiler was the improved economic performance and the higher efficiency. The desulphurisation and the SCR system were realised in the 1980s due to lower emission limit values which came into force at that time.

Reference literature: [98, DFIU, 2001].

EXAMPLE 4.2.2.2 RETROFITTING A PULVERISED LIGNITE DRY BOTTOM BOILER WITH PRIMARY NO_X CONTROL, SECONDARY DESULPHURISATION AND IMPROVING EFFICIENCY

Description: An example plant operated in Germany consists of six identical units and has a net electricity output of 6 x 465 MW$_e$, a gross output of 6 x 500 MW$_e$ and up to 6 x 58 MW$_{th}$ energy off-take for district heating. The lignite is extracted from the nearby opencast mine. The crushed lignite is fed into the forced-circulation boiler with tangential-firing and wet coal mills, with a deflecting air separator. Each unit consists of two boilers and a steam extraction turbine. The

flue-gas is cleaned and released to the air from the natural draught cooling tower. The boilers produce steam at 176 bar and 535 °C. With reheating, the steam parameters are 44.4 bar/540 °C. The retrofitting of the units was performed between 1991 and 1995. The measures undertaken aimed to lower the air emissions and to increase the efficiency.

Measures to improve the efficiency: The net electrical efficiency was raised from 32.5 to 35.7 %. This was partly achieved by exchanging the steam turbine's low pressure unit. The main boost to the efficiency came from the retrofitting of the boiler, which was primarily fitted to reduce NO_X emissions. With the help of air- and fuel-staging the flue-gas volume flowrate was reduced form 1.4 million m^3/h to 1.15 million m^3/h. Thus the temperature of the flue-gas decreased from 200 to 170 °C. A small part of the efficiency boost resulted from the refitting of the nine cooling towers. The individual measures and their effects on the efficiency are shown together in Figure 4.37. The improvement of the efficiency led to a total reduction of CO_2 (greenhouse gas) from 1991-1996 of 1296545 tonnes.

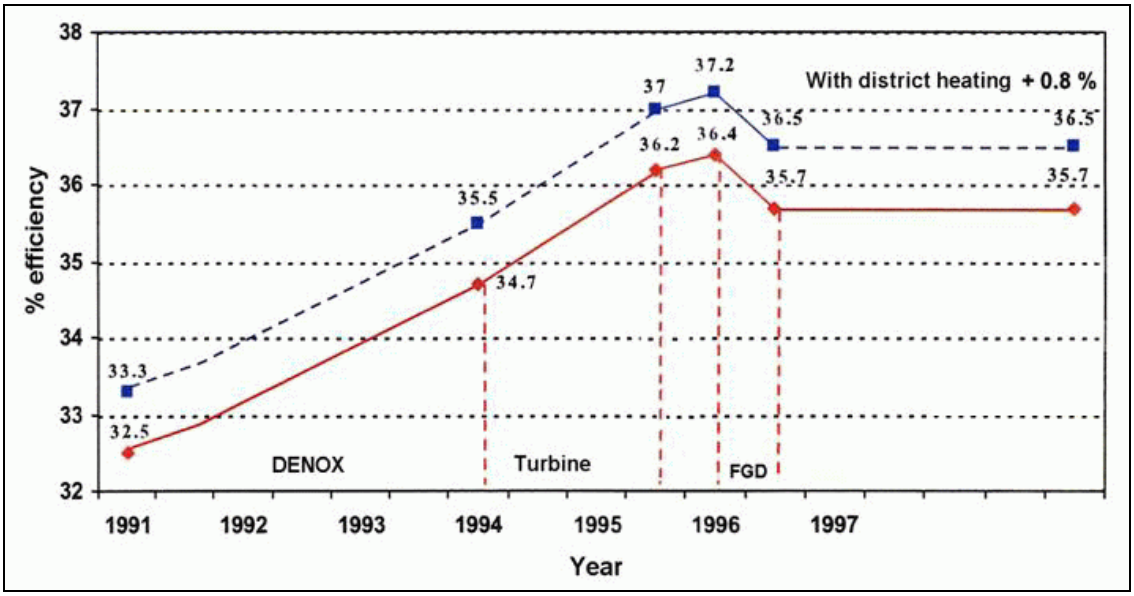


Figure 4.37: Efficiency improvement
[92, VEAG, 2000]

Primary measures for NO_X reduction: The NO_X emissions were halved to <200 mg/Nm^3 with the help of the following measures:

- at least 80 % of the combustion air was fed into the boiler in a controlled way by air-staging. To fulfil this requirement, the boiler had to be sealed to reduce the amount of uncontrolled combustion air by 65 %
- the air factor at the burners was lowered to l-0.85
- an optimised fuel splitting with a scum separator was implemented
- cold flue-gas was recirculated
- staged combustion was applied
- complete CO conversion was ensured by two levels of burnout air injection.

Desulphurisation: Every boiler was retrofitted with a wet flue-gas desulphurisation unit. The main tanks were made of high grade steel. The concentration of SO_2 in the raw gas reached values of up to 7700 mg/Nm^3. There was no need to install a bypass for the FGD. The cleaned

gas was conducted to the cooling towers via tubes made of glass reinforced plastic (GRP). Emissionen via the cooling towers eliminated the need to reheat the cleaned gas.

Dust control: The existing electrostatic precipitators were retrofitted and reached separation efficiencies of above 99 %. Additional dedusting occurred in the wet FGD unit.

Achieved environmental benefits: The efficiency boost of 3.2 percentage points consequently reduced the fuel consumption and the CO_2 emissions by 10 %. The wet FGD reduced the concentrations of SO_2 in flue-gases from 4000-5000 mg/Nm^3 to <200 mg/Nm^3. The primary measures to reduce NO_X were of special importance as they not only halved the NO_X emissions but also increased the efficiency by 2.2 percentage points.

Applicability: The ESP and the wet FGD are standard emission control measures at lignite-fired power plants. Primary measures to reduce NO_X emissions can, in most cases be retrofitted, although they demand much more individual planning than end-of-pipe measures. The measures to increase efficiency, such as improved boiler efficiency, retrofitting of the turbines and more efficient cooling systems are, in principle, transferable to other plants.

Cross-media effects: Flue-gas cleaning produces fly ash (electrostatic precipitator), waste water (wet FGD) and gypsum (wet FGD). Operation of the flue-gas cleaning systems reduces the electrical net efficiency of the plant by 0.7 percentage points.

Operational data:

	Monitoring	Annual mean values of the individual units at 6 % O_2	Annual mean values for the whole plant at 6 % O_2	Specific emissions (g/MWh$_{e,net}$)
O_2 content (%)	Continuous		5.4	
Flue-gas volume flowrate (m^3/h)	Continuous		865000	
Dust (mg/Nm^3)	Continuous	<20 (upstream FGD) 3 (downstream FGD)	3	0.91
SO_2 (mg/Nm^3)	Continuous	140-200	170	51.51
Sulphur emission rate (%)	Continuous	2.7-5	3.8	-
NO_X (mg/Nm^3)	Continuous	164-188	176	53.31
CO (mg/Nm^3)	Continuous	164-200	182	55.15
HCl (mg/Nm^3)	Individual	<1[1]	1[1)]	0.30
HF (mg/Nm^3)	Individual	<1[1]	1[1)]	0.30

Notes:
1 Mean value of individual measurements

Table 4.14: Measured emissions to the air in 1999

24693.4 kt of lignite (equivalent to 1.13 kg/kWh$_e$) and 7482 t of light fuel oil were fired. The characteristics of the fired lignite are shown in Table 4.15.

	Mean values for the reference year	Variation limits for lignite from the nearby mine
LHV (MJ/t)	8611	7600-9000
Water content (%)	55.3	48-56
Sulphur content (%)	0.93	0.5-1.4
Ash content (%)	9.3	5.5-15.2

Table 4.15: Characteristics of the fired lignite

The consumption of the most important auxiliary supplies is shown in Table 4.16.

Auxiliary material	Limestone	NaOH	HCl	NH_4OH	H_2SO_4
Application	Wet FGD	Water treatment			
Consumption (t/yr)	684000	357	487	12	1230
Specific consumption (g/MWh$_e$)	31400	16	22	0.6	56

Table 4.16: Consumption of important auxiliary supplies in 1999

The water demand for the whole plant at full load amounted to 11000 m^3/h. The cooling towers evaporated 5800 m^3/h, and 7580 m^3/h of water was discharge to the adjacent river from the cooling system. The total waste water flow amounted to 1087 m^3/h. A part of this flow (516 m^3/h) resulted from the cooling tower make-up water treatment, the full water softening, the steam generation and other minor sources. This waste water was either treated with precipitation, flocculation and sedimentation or was discharged to an external sewage treatment plant.

	AOX	COD	P_{total}	N_{total}	Zn	Cr	Cd	Cu	Pb	Ni
Range of measured concentration values (mg/l)	0.02-0.038	15 - 24	0.05-0.07	0.2-2.8	0.01-0.05	<0.1	<0.03	0.01-0.04	0.002 - 0.04	<0.01
Annual mean concentrations (mg/l)	0.03	19.2	0.06	1.7	0.04	<0.1	<0.03	0.03	0.02	<0.01
Specific load (g/MWh$_e$)	0.06	4.12	0.01	0.36	0.01			0.06	0.005	
Note: Waste water treated from tower make-up water treatment, the full water softening, steam generation and other minor sources. Data from 1999. Mean values 516 m^3/h										

Table 4.17: Concentrations of impurities in the waste water after the waste water treatment plant

	Bottom ash	Fly ash	FGD gypsum
Quantity (t/yr)	491000	1815000	1210200
Specific Quantity (kg/MWh$_e$)	0.022	0.083	0.055
Utilisation/Disposal	Cement industry; landscape architecture (reinforcement of embankments)	Reinforcement of embankments for gypsum depot and landscape architecture; material for cement and building industry	Gypsum industry; partly stored for long-term use in empty lignite mine

Table 4.18: Residues generated in 1999

Economics: The total investment for the retrofitting amounted to EUR 1759 million (1996). That related to a specific investment of EUR 643/kW$_e$. Table 4.19 shows the investment for the individual measures of the retrofitting.

Improvements	Costs (EUR million)
Wet FGD plants	1154
NO_X Reduction	176
Retrofitting of 24 ESPs	12.3
Sanitation of 9 cooling towers	115
Retrofitting of the turbines	85
Renewal of the control and instrumentation technology	267

Table 4.19: Investments for retrofitting

Driving force for implementation: The reasons for the retrofitting of the ESP and the realisation of the wet FGD and primary measures for NO_X reduction were the more stringent emission limit values which came into force in 1996. Without these measures the plant would have had to be shut down.

The retrofitting of the boiler was motivated by the obligation to reduce the NO_X emissions, but doing so could also significantly increase the efficiency and thus improve the economic performance of the plant. The optimisation of the efficiency was primarily realised for economic reasons.

Reference literature: [98, DFIU, 2001], [92, VEAG, 2000].

4.2.3 Examples of techniques applied to new coal- and lignite-fired large combustion plants

EXAMPLE 4.2.3.1 PULVERISED HARD COAL-FIRED DRY BOTTOM BOILER COMBINED CYCLE CO-GENERATION PLANT WITH FLUE-GAS CLEANING

Description: The coal-fired boiler is operated together with a gas turbine combined cycle where the waste heat boiler is part of the steam cycle from the coal-fired boiler This combined operation allows high power values and efficiencies at different loads as shown in Table 4.20.

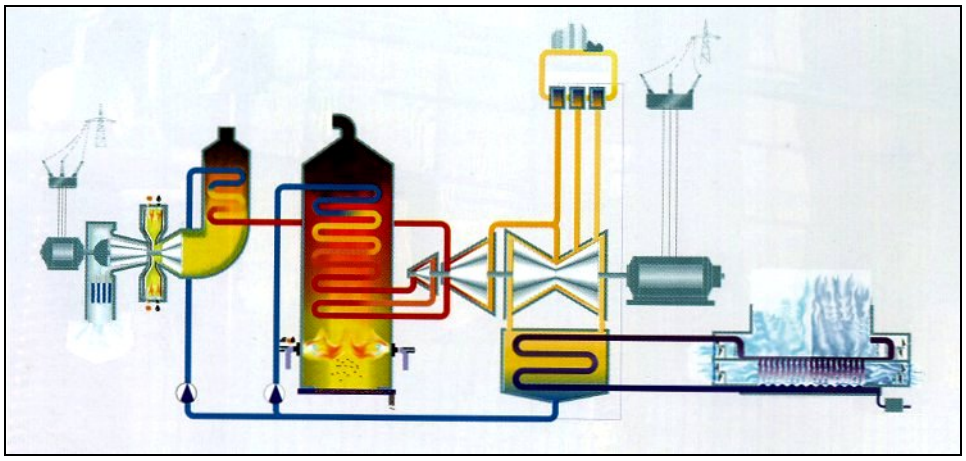


Figure 4.38: Coal-fired boiler operated together with a gas turbine combined cycle [140, NWS, 2000]

Operation mode	Electricity only		Co-generation of heat and power			
	P_e (MW)	$\eta_{el,net}$ (%)	P_e (MW)	$\eta_{e,net}$ (%)	P_{heat} (MW)	Overall efficiency factor (%)
Combined operation	397	44	355	38	280	70
Boiler only	302	41.2	246	34.7	280	72
Gas turbine only	65	36	63	35	87	83

Table 4.20: Performance data at different operational states [140, NWS, 2000]

Coal from the world market is ground in six coal mills before being burned in 12 staged combination burners. The single-draft boiler ('Benson' type) has three burner levels. After cleaning, the flue-gas is released to the air via a 250 m high stack made of reinforced concrete together with an acid-resistant lining inside. The turbine steam parameters amount to 284 bar/545 °C and 61 bar/569 °C after reheating. The 42 m high hybrid wet-dry cooling tower emits up to 420 MW of heat. The gas turbine has a rated thermal input of 184 MW and is equipped with 24 hybrid burners in an annular ring combustion chamber. The turbine gas conditions are 17 bar/1160 °C. The exhaust gas (560 °C) is used in the double-draft Benson-type boiler to produce steam (64 bar/540 °C). The cooled flue-gas is then emitted to the air without any further cleaning.

Measures for an optimised performance: An electrical net efficiency of 44 % and an overall efficiency factor of 70 % for combined operation are achieved by the following individual measures:

- utilising combined operation with gas turbine: at full load, the net efficiency increases by 2.8 percentage points compared to individual operation of the boiler. Compared to the alternative exhaust gas-side coupling of a coal-fired boiler with a gas turbine (i.e. the hot flue-gas of the gas turbine is used as combustion air in the coal-fired boiler) the presented process can also reach high efficiencies at part load conditions. The maximum net efficiency is with a 50 % load, but a 40 % efficiency can be achieved even with only a 25 % load.
- operating at high parameters for the turbine steam conditions
- optimising steam turbine technique
- reducing the auxiliary power requirements (e.g. by operating efficient desulphurisation and by having an induced-draught system)
- applying regenerative feed-water heating (274 °C)
- having a high boiler efficiency (94.4 %)
- optimising the condenser
- running an highly efficient gas turbine (36 % net efficiency).

The hybrid wet-dry cooling tower was installed to prevent plumes appearing over the nearby residential area. The required venting system has an electricity demand of 3 MW_e.

Measures to reduce NO_X emissions: With low NO_X burners, a NO_X concentration of 350 mg/Nm^3 in the raw gas of the coal-fired boiler can be reached. The subsequent SCR system is located in a high dust position and reduces the NO_X content to the legally binding level of 130 mg/Nm^3 (at 6 % O_2). It is made up of two units with a combined volume of 250 m^3. The ammonia consumption can be up to 100 kg/h.

Desulphurisation: The wet limestone scrubber has a removal efficiency of 96-98.5 % and is made of high alloy stainless steel plated onto ST 37 as the base material. The pipes and tubes are made of epoxy-glass resin. The power consumption of the system rises to 3.4 MW_e. The vacuum filter dewaters the gypsum to a water content of 10 %.

Dedusting: Four electrostatic precipitator lines with a total area of 61400 m^2 reduce the dust load by 99.92 %.

Achieved environmental benefits: The implementation of the combined technique allows high efficiencies to be obtained at different loads and operational modes. Primary and secondary measures lead to low emissions to the air. The re-use of waste water reduces the water consumption (waste water from the ash water treatment and from the desulphurisation water treatment are used for the cooling process). The hybrid wet-dry cooling tower is virtually cloud free and evaporates about 20 % less water than a natural draught cooling tower.

Applicability: For the type of plant described, the requirements for a potential site are: a demand for district heating, sufficient water resources and the availability of transport facilities for the coal. The decision for retrofitting an existing coal-fired boiler with a gas turbine depends on local conditions.

Cross-media effects: The catalyst in the SCR plant needs to be replaced periodically. Operation of the desulphurisation system reduces the electrical net efficiency by 0.38 percentage points, and the cooling tower reduces it by 0.33 percentage points compared to a natural draught cooling tower.

Operational data: In 1999, 1100 GWh of net electricity and 286 GWh of heat for district heating were generated. The number of equivalent full load hours amounted to 3860. Table 4.21 shows the emissions to the air from the coal-fired boiler and from the gas turbine in 1999.

	Coal-fired boiler		Gas turbine
	Measured emission level	**Specific emissions (g/MWh$_e$)**	**Measured emission level**
O_2 content (%)	5.9		15
Operational state	Rated thermal input 700 MW_{th} (compound operation)		Rated thermal input 180 MW_{th} (single and combined operation)
Flue-gas volume flowrate (m^3/h)	900000[1]		550000
Dust (mg/Nm^3)	5[1]	13.47	
SO_2 (mg/Nm^3)	20[1]	56.89	
NO_X (mg/Nm^3)	90[1]	254.49	70[3]
CO (mg/Nm^3)	16[1]	44.91	20[3]
HCl (mg/Nm^3)	2[2]	5.99	
HF (mg/Nm^3)	0.2[2]	0.60	

Notes:
1. continuous measurements, annual mean value at 6 % O_2
2. mean value of individual measurements
3. continuous measurements, daily mean value at 15 % O_2

Table 4.21: Measured emission levels in 1999

Some 360000 tonnes of hard coal from different parts of the world were fired in 1999. Additionally 1 million Nm^3 of natural gas and 1800 tonnes of light fuel oil were fired. The consumption of the most important auxiliary supplies are shown in Table 4.22.

Auxiliary material	Application	Consumption (t/yr)	Specific consumption (g/MWh$_e$)
Lime	Desulphurisation	470	430
Ground limestone		9000	8200
NaOH	Waste water treatment	120	110
HCl		230	210
H_2SO_4		50	46
FeCl		520	476
NH_3	SCR	890	815

Table 4.22: Consumption of important auxiliary supplies in 1999

The water consumption of the cooling tower was 540 m^3/h. Of this amount, 37 % was released to a nearby river, and the rest was evaporated. This effluent contained impurities such as COD (chemical oxygen demand) (20 mg/l), phosphorus (0.2 mg/l) and nitrogen (23 mg/l). The numbers in brackets are mean values for 1999. The waste water from the desulphurisation plant was treated in a separate installation with flocculation agents and subsequent sedimentation. 50 % of this water was then used as cooling water and the remaining 50 % discharged to the river. The concentration of impurities in this waste water is shown in Table 4.23.

	Mean value from 2 to 3 measurements (mg/l)	Specific load (g/MWh$_e$)
Chlorine	40000	1.20E+03
COD	<150	4.49E+00
Zinc	<1	2.99E-02
Chromium	<0.5	1.50E-02
Cadmium	<0.05	1.50E-03
Copper	<0.5	1.50E-02
Lead	<0.1	2.99E-03
Nickel	<0.5	1.50E-02
Filterable matter	17	5.09E-01
Sulphate	1542	7.61E+01
Sulphite	2	5.99E-02
Fluoride	8	2.40E-01
Mercury	0.007	2.10E-04
Sulphide	0.07	2.10E-03
Note: measurements in 1998/1999		

Table 4.23: Concentrations of pollutants in the waste water of the desulphurisation plant after treatment

	Ash (standardised quality)	Boiler sand	Lime sludge from cooling tower make-up water treatment	FGD gypsum, fine grained
Quantity (t/yr)	21000	3100	2500	14000
Specific Quantity (kg/MWh$_e$)	19.0	2.8	2.3	12.7
Utilisation/Disposal	Cement and concrete industry	Building material industry	Cement industry, fertiliser	Gypsum and cement industry

Table 4.24: Residues generated in 1999

The legal requirements for noise control depend on the nearest noise receptor, in this case a residential area about 400 m away from the plant. Appropriate noise requirements were met by using exhaust silencers, acoustic screens around the cooling tower and by panelling of the facade.

Economics: The total investment amounted to EUR 615 million at the time of commissioning. That related to a specific investment of EUR 1549/kW$_e$.

Driving force for implementation: The original reason for building the plant was the need to replace three old coal-fired boilers. These three boilers, from the 1950s and 1960s, offered a high flexibility in operation. The main rationale behind the compound technique was the possibility of keeping this high level of flexibility. High efficiencies for part load operation and short start-up and close-down times were the key advantages. A hybrid wet-dry cooling tower was already used in an existing plant at the same site and had proven to fulfil the requirements. Thus it was also used in the new plant to prevent visible plumes. The relative low emission limit values for emissions to the air were imposed because of the natural surroundings of the site, i.e. it was situated in a valley.

Reference literature: [98, DFIU, 2001], [140, NWS, 2000], [179, Lehmann, et al., 2000].

EXAMPLE 4.2.3.2 PULVERISED COAL-FIRED DRY BOTTOM BOILER WITH WET FGD AND SCR

Description: The example power plant was commissioned in 1994 and operated in Germany. It has a rated thermal power input of 1370 MW. The maximum power output is 553 MW_e gross electricity, 508 MW_e net electricity and 300 MW of heat. The electrical net design efficiency is 42.5 %. Coal from the world market is ground in four coal mills before being burned in 16 staged turbulent burners. The burners are located on four levels. After cleaning, the flue-gas is released to the air via a 141.5 m height cooling tower. The turbine steam parameters are 262 bar/545 °C and 53 bar/562 °C after reheating.

Measures for optimised efficiency:

- high steam parameters
- optimised turbines
- the main installations are built on one line.

Primary and secondary measures for NO_X reduction:

- low NO_X burners allow the achievement of NO_X concentrations in the raw gas of <500 mg/Nm^3
- SCR installation with three catalyst layers in a 'high-dust' position.

Desulphurisation:

- wet FGD using chalk as absorbent; without reheating; reduction efficiency >95 %.

Dust control:

- ESP with reduction efficiency of >99 %.

Achieved environmental benefits: The high electrical net efficiency leads to an economic use of resources (coal) and to low specific CO_2 emissions. Primary and secondary measures lead to low emissions to the air.

Applicability: A potential site for installing a plant of the described type requires a demand for district heat, and the availability of sufficient water resources and suitable transport facilities for the coal.

Cross-media effects: The residues accruing from the flue-gas cleaning are:

- fly ash (electrostatic precipitator)
- waste water and gypsum from the desulphurisation plant
- the catalyst in the SCR plant needs to be replaced periodically
- operation of the desulphurisation unit reduces the electrical net efficiency.

Operational data: In 1999, the plant was in operation for 5782 hours and produced 2481.3 GWh_e of net electricity and 168.8 GWh of district heat. The plant reached a mean electrical net efficiency of 40.4 % and a mean overall efficiency of 44.26 %. Table 4.25 shows the emissions to the air of the coal-fired boiler and the gas turbine in 1999.

	Measured emission level (half-hour mean value at 6 % O_2)	Specific emissions (g/MWh$_e$)	Measurement
O_2 content (%)	4		
Operation mode	Full load		
Flue-gas volume flowrate (m^3/h)	1580000		
Dust (mg/Nm^3)	3	9.11	Continuous
SO_2 (mg/Nm^3)	52	158.38	Continuous
NO_X (mg/Nm^3)	167	483	Continuous
CO (mg/Nm^3)	23	66.49	Continuous
HCl (mg/Nm^3)	<1.73		Individual
HF (mg/Nm^3)	<0.2		Individual

Table 4.25: Measured emission levels in 1999

Some 782 kilotonnes of hard coal from the world market were fired in 1999. Additionally 4170 tonnes of light fuel oil were fired. The consumption of the most important auxiliary supplies is shown in Table 4.26.

Auxiliary material	Application	Consumption (t/yr)	Specific consumption (g/MWh$_e$)
Chalk	FGD	16139	6500
White fine lime		588	237
H_2SO_4	Water treatment	603	244
$FeCl_3$		396	159
NH_3	SCR	605	244

Table 4.26: Consumption of important auxiliary supplies in 1999

The cooling system is fed with water from the Baltic sea, without any demineralisation carried out. To prevent corrosion, the tubes of the cooling system are completely made of titanium. The thickened cooling water is dumped back to the sea, at a flowrate of 950 m^3/h at full load. The concentrations of impurities in this effluent are shown in the table below.

	Mean concentration (mg/l)	Mean specific load (g/MWh$_e$)
Cl	0.3	0.56
AOX	0.117	0.22
COD	35	65.5
P_{total}	0.191	0.36
N_{total}	0.47	0.88
Note: measurements in 1999		

Table 4.27: Concentrations of impurities in the effluent of the cooling system

The water demand of the wet FGD is met by a mix of seawater and source water. Treatment of the effluents of the FGD produces waste water (70 m^3/h) which is also discharged to the sea. The concentrations of impurities in the waste water of the desulphurisation plant after treatment are shown below.

	Mean values of concentration (mg/l)	Mean specific loads (g/MWh$_e$)
AOX	0.0383	0.002
COD	71	3.57
Zinc	<1	0.05
N_{total}	<10	0.5
Cr	<0.01	
Cd	<0.01	
Cu	<0.01	
Pb	<0.1	0.005
Ni	<0.02	
Filterable matter	<30	1.5
Sulphate	<2000	100.7
Sulphite	<20	1.00
Fluoride	<30	1.5
Mercury	<0.001	
Sulphide	<0.2	0.1
Note: measurements in 1999		

Table 4.28: Concentrations of impurities in the waste water of the desulphurisation plant after treatment

	Quantity (t/yr)	Specific Quantity (kg/MWh$_e$)	Re-use and discharge
Bottom ash	14150	6	Building material industry
Fly ash	81350	30	Building material industry
FGD gypsum	26300	10	Building material industry
Gypsum	2020	0.8	Waste site cover
Sludge from the cooling tower make-up water treatment	733	0.3	Waste site cover

Table 4.29: Residues generated in 1999

The legal requirements for noise control depend on the nearest noise receptor, in this case a residential area about 820 m away from the plant. Appropriate noise requirements were met by using exhaust silencers, acoustic screens, encapsulations and by avoiding periodically changing forces and pressures.

Economics: The total investment amounted to EUR 615 million at the time of commissioning. That related to a specific investment of EUR 1.118 per kW$_e$.

Driving force for implementation: The ESP, the wet FGD, primary NO_X control and the SCR were installed to comply with the emission limit values. Optimisation of the efficiency was primarily realised for economical reasons.

Reference literature: [98, DFIU, 2001].

EXAMPLE 4.2.3.2 CFB -BOILER IN UTILITIES AND INDUSTRIAL POWER GENERATION

Description: Increasingly stringent environment protection requirements tend to force boiler manufacturers and operators (both in the utilities and industrial sectors) to implement environment friendly solutions for solid fuel combustion processes. From this point of view, the circulating fluidised bed boiler is a remarkable power generation and pollution control concept. The main reason for the success of circulating fluidised bed furnaces lies in their ability to meet particularly stringent environment protection requirements for SO_2 and NO_X emissions, without the need for additional abatement equipment. Fluidised furnaces can be fired with a considerably wide range of fuels with low calorific values and high ash contents.

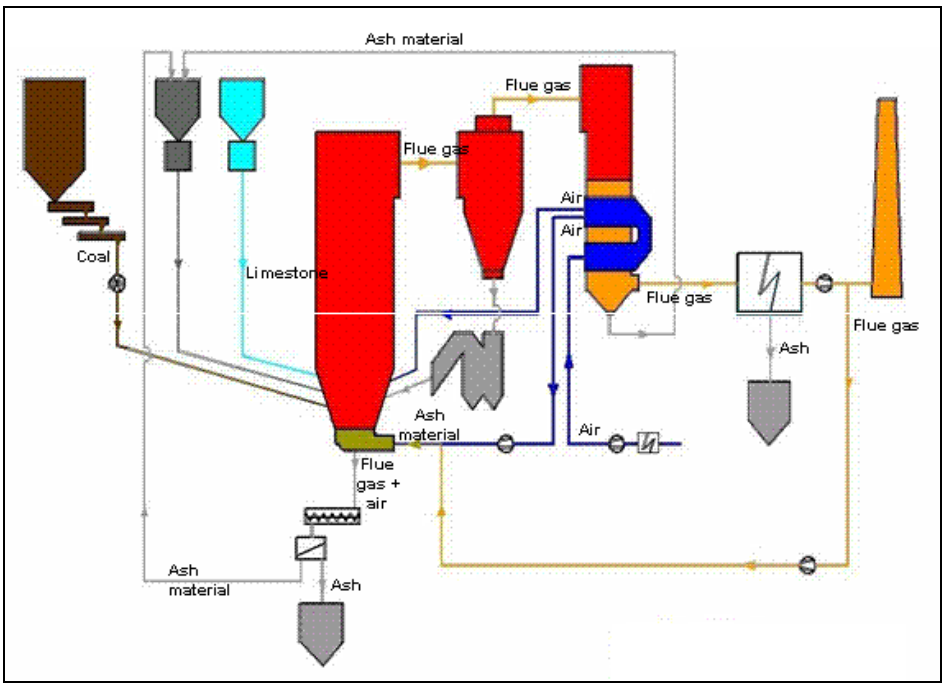


Figure 4.39: Industrial CFBC boiler

Achieved environmental benefits: SO_2 generated during combustion in fluidised furnaces can be efficiently captured with the addition of limestone sorbent. The quantity of limestone added is directly related to its quality. The ideal limestone additive should be amorphous, reactive and should have a $CaCO_3$ content exceeding 90 %. Sulphur-laden ash forms a marketable, dry waste product.

The low temperature combustion process (almost half the temperature of a conventional boiler) and a gradual feeding of the air result in a considerable decrease in the amount of NO_X formed from nitrogen in both the air and fuel.

Applicability: Circulating fluidised bed furnaces are particularly suitable for large and medium sized power generation boilers.

Cross-media effects: Erosion and corrosion are the most frequent problems related to fluidised bed combustion. The main reasons for these problems are the large mass of continuously circulating inert material and the reducing atmosphere within the furnace chamber hopper.

Operational data: SO_2 released during the combustion process is captured by the addition of limestone. The desulphurisation efficiency depends on factors such as the furnace chamber temperature, the sulphur content in the fuel, the limestone quality and on the grain size distribution.

The low combustion process temperature (850 - 870 °C) is below the temperature at which nitrogen pollutants are formed from combustion, hence thermal NO_X emissions from the nitrogen in the air are limited.

The gradual distribution of air within the furnace chamber hopper reduces the quantity of NO_X formed from nitrogen in the fuel.
When compared to lignite-fired boilers, hard coal-fired boilers tend to have higher CO emission values. The combustion of hard coal may increase the CO contents in the system if there is a substantial reduction in the sootblowing frequency for convective surfaces located downstream of the cyclone.

Table 4.30 below shows a comparison between the achieved emissions and the manufacturers' 'guaranteed' pollutant emission values for three hard coal-fired fluidised bed boilers operated in Poland (Plants A to B). Measurement results are referenced to 6 % O_2 contents in dry flue-gas.

Pollutant	**Plant A** (mg/Nm^3)		**Plant B** (mg/Nm^3)		**Plant C** (mg/Nm^3)	
	Measured	Guarantee	Measured	Guarantee	Measured	Guarantee
SO_2	121-141	300	80-168	200	290-320	400
NO_X	176-181	250	162-171	200	85-154	300
CO	81.1-84	250	84-96	250	105-224	250
Ash	28	50	26	50	15-23	50

Table 4.30: Comparison of achieved and guaranteed pollutants emission values for three hard coal-fired fluidised bed boilers operated in Poland

Economics: When compared with a pulverised fuel boiler of the same capacity (equipped with low emission burners and an external flue-gas desulphurisation plant) and to achieve the same environmental benefits, the investment costs for a CFBC boiler are lower. CFBC boilers also require less space for installation, which makes them especially suitable for retrofitting in existing plants.

CFBC boilers offer a more efficient, lower cost alternative to traditional emissions control methods. These traditional controls are generally built as facility additions to power plants, thus adding to the expense and complexity of the power plant and reducing its efficiency. In contrast, CFBC technology focuses on a total system improvement, that yields far lower emissions but, at the same time, giving far higher efficiency.

Driving force for implementation: Until recently, coal burning processes evolved principally to boost efficiency and to increase capacity. Nowadays, as environmental performance has become a critical requirement for power plant design, CFBC boilers are regarded as more efficient and less costly than conventional coal combustion technology.

CFBC boilers can meet both SO_2 and NO_X emission standards without any additional pollution control equipment. This combined with low investment costs, the relatively small area required for installation and the possibilities for firing with substandard, cheap, solid fuel are some of the many advantages that guarantee the future development of this combustion technology.

Reference literature: [195, Poland, 2001]**.**

4.3 Current consumption and emission levels

This section provides information on currently observed (measured) emission levels to air, water and soil from LCPs. Information is given about the fuels used in this sector, their chemical and physical properties and the ranges of impurities that can generally be expected. As far as available, the data includes information about plant efficiencies and about any residues and by-products that may arise the different operations of an LCP, and also reflects any options for recycling and re-use of output streams within the whole process.

The extent of multimedia complexity will be indicated where interdependency exists between various inputs and outputs, for example where different parameters are dealt with together or where some trade-off has been made such that certain levels cannot be achieved at the same time.

Performance data will be qualified as far as possible by including details of operating conditions (e.g. percentage of full capacity), sampling and analytical methods, and on the statistical presentation of figures (e.g. averages, maxima, ranges). Actual performance data may be compared to relevant standards set in national or international legislation.

Current emission data in this document are normally reported as hourly or daily averages or as mass emissions per unit of energy generated. Dilution of the gases or waste water is not considered to be acceptable. The emissions to water that have been reported are normally based on a qualified random sample or a 24-hour composite sample. The standard conditions of 273 K, 101.3 kPa, stated measured oxygen content and dry gases are used.

4.3.1 Coal and lignite used in LCPs

Hard coal and lignite are currently the dominant solid LCP fuels in the EU. Coal deposits were formed as the result of complex anaerobic biochemical reactions under the effects of temperature, pressure and time, and which have taken place in stratified underground plant debris, thus enriching the carbon and hydrocarbon content of the original organic material. The chemical properties of coal depend upon the properties of the different chemical components present in the parent plant debris, the nature and extent of the changes and the nature and quantity of the inorganic matter present.

The first, immature product of the ‘coalification’ process is peat, -while the last degree of ‘coalification’ is anthracite. The degree of change of chemical composition of coal within the series of fossil fuels from peat to anthracite is known as the rank of the coal and corresponds to an increase in equivalent energy of coal (calorific value). The basis for the classification of coals by rank is the properties of coal as revealed by their chemical analysis and certain other factors, such as the agglomerating character.

- **the proximate analysis** - gives information on the behaviour of coal when it is heated (e.g. moisture, volatile matter, fixed carbon)
- **the ultimate analysis -** supplies information to assist in the selection of coal for steam generation (e.g. total carbon, hydrogen, nitrogen, oxygen, calorific value, ash-fusion temperature, grindability and sulphur content).

Three major classification systems have been developed based upon the proximate analysis of coals. These are:

- ASTM classification developed in the US
- FRB/NCB classification developed in the UK
- the ‘International Codification System’ for medium and high rank coals and the ‘International Codification System’ for low rank coal utilisation, developed by the UN/ECE.

According to the ASTM classification, there are four classes, based on fixed carbon and volatile matter (on a dry, mineral matter-free basis) and calorific value (on a moist, mineral matter-free basis):

- anthracite
- bituminous
- sub-bituminous
- lignite.

According to the FRB/NCB classification system, based upon volatile matter (on daf) and burning properties (Gray-King Assay) there are four groups:

- anthracites
- low volatile steam coals
- medium volatile coals
- high volatile coals (consisting of six sub-classes).

According to the UN/ECE International classification system, coals are defined as **higher rank** and **lower rank coals**, based upon their gross calorific value (on a moist, ash-free basis) and vitrinite mean random reflectance in oil. These categories are divided further into sub-categories. The higher ranking coals are divided into **medium and high rank coals**, while the lower ranking coals are divided into **lignite** and **sub-bituminous coals**.

It is very important to know as much as possible about the properties of a certain solid fuel, in order to be able to appropriately design the LCP installations and equipment to achieve best performance. It is equally important to burn the correct fuel for which the LCP was designed, or at least, a fuel with similar properties. This ensures high efficiency in the long term, as well as trouble-free operation and an optimum environmental performance.

Property	**Units** (waf = water- and ash-free)	**Lignite**	**Coal**		
			Bituminous	**Low volatile bituminous and semi-anthracite**	**Anthracite**
Moisture	(% as received)	30-70	2-20	2-20	2-20
Ash	(% as received)	5-40	1-30	1-30	1-30
Volatile matter	(daf %)	40-66	>22	8-22	<8
Fixed carbon	(daf %)	35-60	55-85	85-92	>92
Total carbon	(daf %)	60-80	80-95	90-95	92-95
Hydrogen	(daf %)	4.5-6.5	4.5-6.5	3.5-4.5	3-8
Oxygen	(daf %)	12-30	1.5-14	1.2-6	1.2-5
Sulphur	(daf %)	0.5-4.7	0.3-4.5	0.5-1	0.5-0.8
High heating value	(MJ/kg daf)	23-35	32-38.5	35-38	35-38
Low heating value	(MJ/kgraw)	6.3-30-1	26-32	25-32.3	30-31.4
daf = dry and ash free basis Low heating value, data from EVT Handbook 1990					

Table 4.31: Indicative analyses of typical coals (general practice)
[58, Eurelectric, 2001]

Composition of lignite and coal differs in a broad range as shown in Table 4.32. This is also true for the concentration of heavy metals and trace elements in lignite and coal. The figures given in Table 4.33 are examples from single samples from coals of different origin.

Values in mg/kg	Australia	Canada	US	Poland	Russia and CIS	Europe
Ash (%)	12.5	12.9	9.9	15.9	15.4	14.4
As	1.4	2.9	8.7	3.4	4	18.5
Ag			0.86	<1.7	<1.6	0.74
Ba			280	500	210	240
Be	1.4	0.8	1.9	1.6	0.7	2
B	12.3	58	46			
Cd	0.06	0.3	0.24	0.73	0.27	0.2
Cr	7.4	7.4	13.9	16.3	40	18.7
Cu	13.3	16.9	16.6			
Cl	300	300	800			
Co			6.2	5.3	3.2	6.2
Cs			1.92	3.3	0.9	1.3
F	62	82	55			
Hf			1.1	1.6	1.2	0.7
Hg	0.04	0.05	0.11	0.09	0.12	0.131
La			13.9	11.3	10.4	11.1
Mn	132	149	19	200	135	80
Mo	0.9	1.6	5.3	<1.1	<1.1	<0.87
Ni	9.5	7.3	10.7	<24	21	<12.5
Pb	4.8	6.8	8.6	32	12.2	9.9
Rb			16.1	23	12.3	21
Sb			1.15	1.6	0.65	1.12
Sc			5.6	5.9	6.9	5.4
Sn			<26	<62	<57	<25
Se	0.8	1.1	3.9			
Th	2.3	3.3	4.2	4.1	3	3.5
Ti	0.15	0.1	0.5			
U	0.7	1.2	1.1	1.7	1.4	1.47
V	14.8	30	23.3	38	39	43
Zn	19	8.9	14.1	<27	<6.6	<3.2
Zr			47	39	28	18.3

Table 4.32: Concentrations of heavy metals and trace elements in coals from different regions [85, Itkonen and Jantunen, 1989]

The influence of the coal quality on the performance of the combustion plant is shown schematically in Figure 4.40.

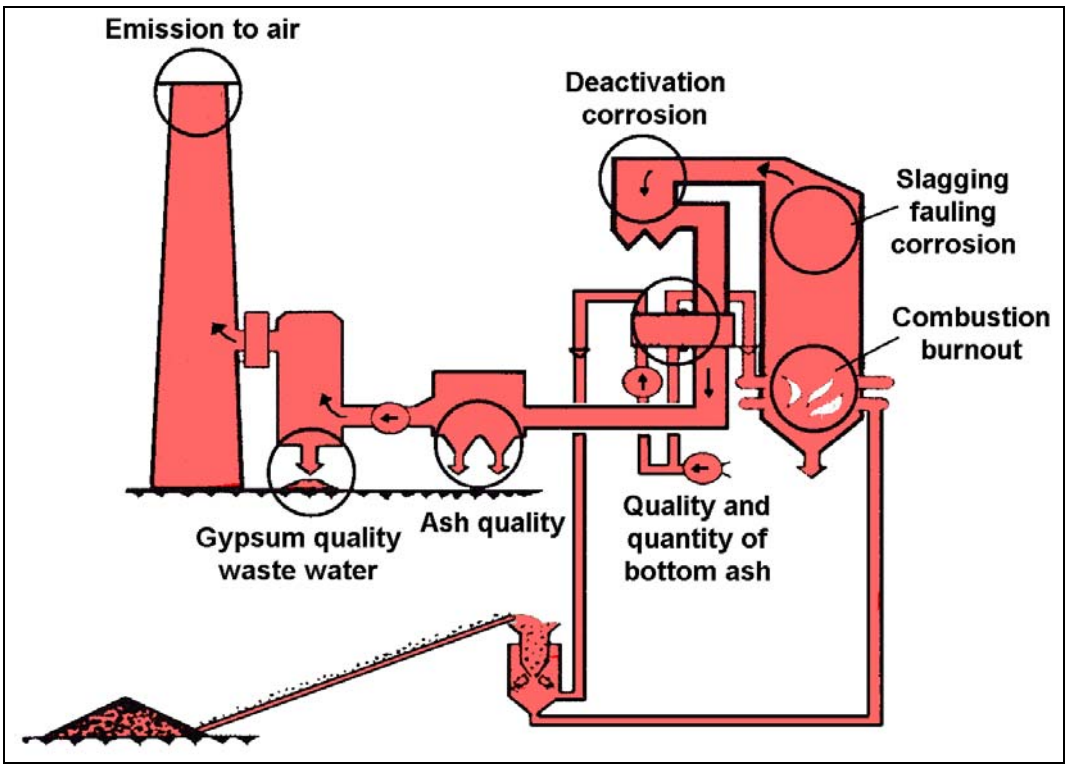


Figure 4.40: Influence of coal quality on the performance of the combustion plant

4.3.2 The efficiency of coal- and lignite-fired combustion plants

Figure 4.41 and Figure 4.42 show the total efficiency of coal-fired power plants in Europe in relation to their capacity and year of commissioning.

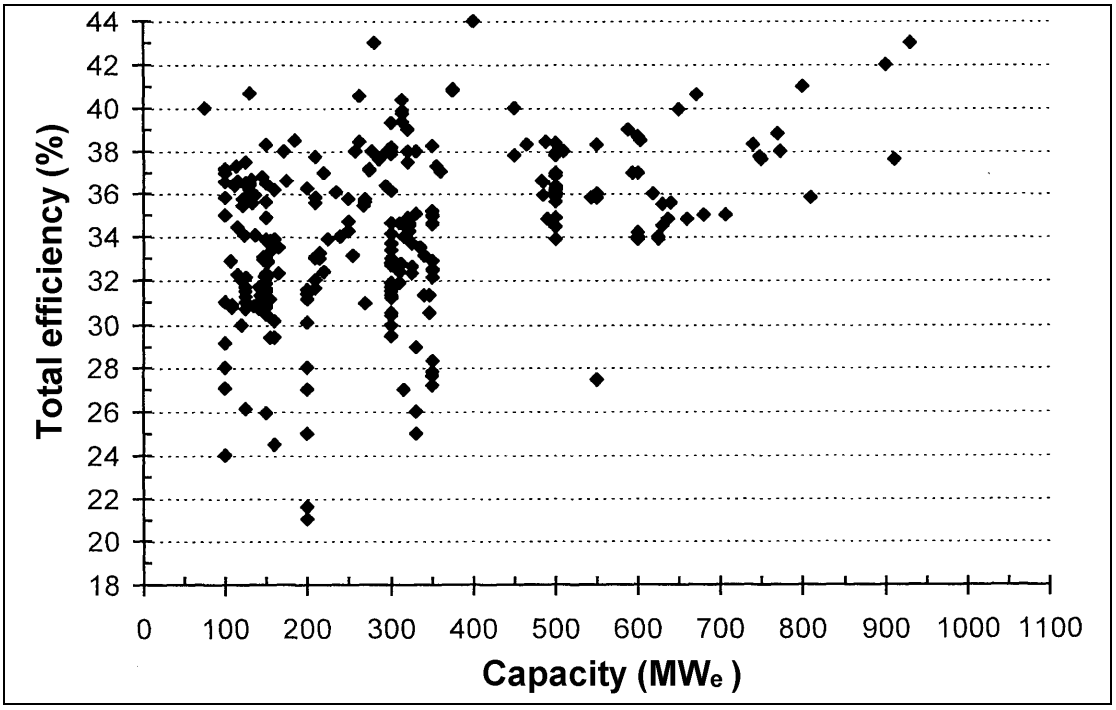


Figure 4.41: Total efficiency of coal-fired power plants in Europe in relation to capacity [110, Kakaras and Grammelis, 2000]

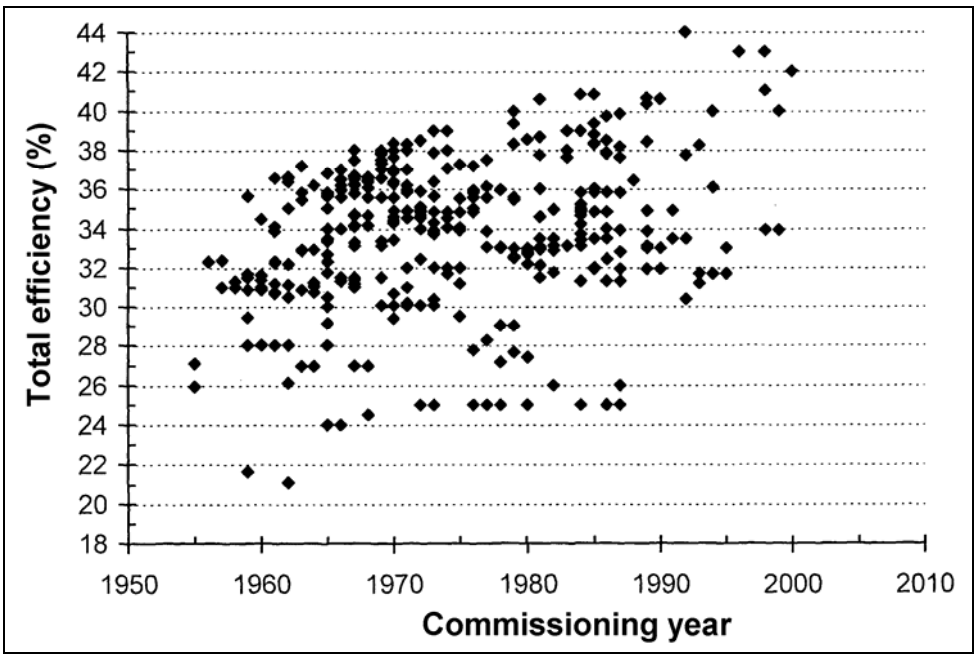


Figure 4.42: Efficiency of coal-fired power plants in Europe in relation to the commissioning year [110, Kakaras and Grammelis, 2000]

Table 4.33 shows energy efficiencies (LHV_{net}) for different types of good performing LCPs burning different types of solid fuel.

LCP technology	PC	PC	PC	PC	CFBC (retrofit)	IGCC	PBFBC (retrofit)
Electric capacity Steam pressure Steam temperature Condenser pressure Cooling system	600 MW_e 180 bar 2 x 540 °C 33 mbar Seawater	412 MW_e 250 bar 2 x 560 °C 20 mbar Seawater	412 MW_e 300 bar 3 x 580 °C 21 mbar Seawater	2 x 808 MW_e 268 bar 547 °C 40 mbar Cooling tower	250 MW_e 163 bar 2 x 565 °C 44 mar Cooling tower	318 MW_e 115 bar 507 °C 70 mbar Cooling tower	94 bar 513 °C 44 mbar
Design coal (as received) Low calorific value (MJ/kg) Ash content (%) Volatile matter content (%) Moisture content (%) Sulphur content (%)	Bituminous 24.75 16 35 8 0.6	Bituminous 26.3 9 34 9 0.6	23/30 5/17 20/40 5/14 0.1/3	Lignite 8.3 - 9.2 8.8 22-48% daf. 0.3-1.4	Lignite 14.75 28 37 11 3.7	Coal/pet coke 13.6/32.65 41/0.3 19/13 12/7 0.9/5.5	
Net Efficiency (LHV)	41.2 %	45.3 %	47.5 %	40 %	38.8 %	42.5 %	38.5 %

Table 4.33: Typical energy efficiencies (LHV_{net}) for different LCP technologies [58, Eurelectric, 2001]

Table 4.34 shows typical energy efficiencies (LHV_{net}) for different LCP technologies based on the same fuel (international coal HHV = 26630 kJ/kg with 1 % sulphur, 7 % moisture and 16 % ash), on the same pollutant emissions (SO_2 = 00 mg/Nm^3-O_2=6%, NOx = 200 mg/Nm^3, dust 50 mg/Nm^3) and for different steam cycles.

Steam pressure/temperature/ condenser pressure	PC	AFBC	IGCC	PBFBC[1]
165 bar, 2 x 565 °C, 45 mbar	38.5 %	38.0 %	44.5 % [2]	43 %
165 bar, 2 x 565°C with hot gas cleaning			47 %	
250 bar, 2 x 565 °C, 45 mbar	42.0 %	41.5 %		44.5 %
300 bar, 3 x 580 °C, 45 mbar	45.0 %	44.5 %	47.0 % [3]	45.5 %

Notes:
1. design efficiencies
2. IGCC efficiency
3 subcritical steam cycle (165 bar, 2 x 565 °C) with hot gas cleaning.

Table 4.34: Effect of the steam characteristics on efficiencies for different techniques [58, Eurelectric, 2001]

Operating conditions strongly influence the mean efficiency recorded during operation. The measured efficiency of the plant is different from the design efficiency, as operation rarely complies with ideal conditions (due to fouling, slagging, de-superheating, non-ideal condenser conditions, blowdown, etc.), and as the characteristics of the solid fuel used never comply exactly with the characteristics of the 'design solid fuel' (calorific value, ash content, etc.). Ageing of a normally maintained plant (fouling, slagging, erosion, leaks, etc.) also leads to a deterioration in efficiency over time.

More detailed information to increase the efficiency of a hard coal-fired power plant concerning the individual measurers and the material development are shown in Figure 4.43.

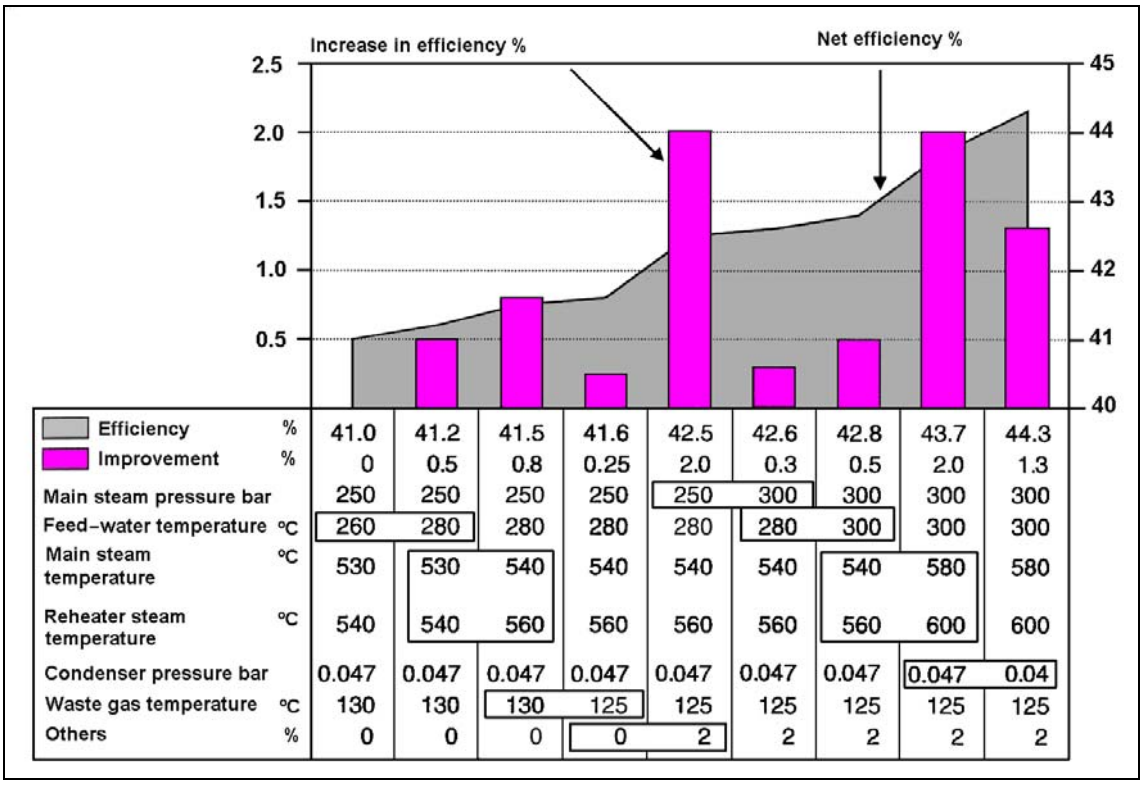


Figure 4.43: Increased efficiency of a hard coal-fired power plant-individual measures [141, Benesch, 2001]

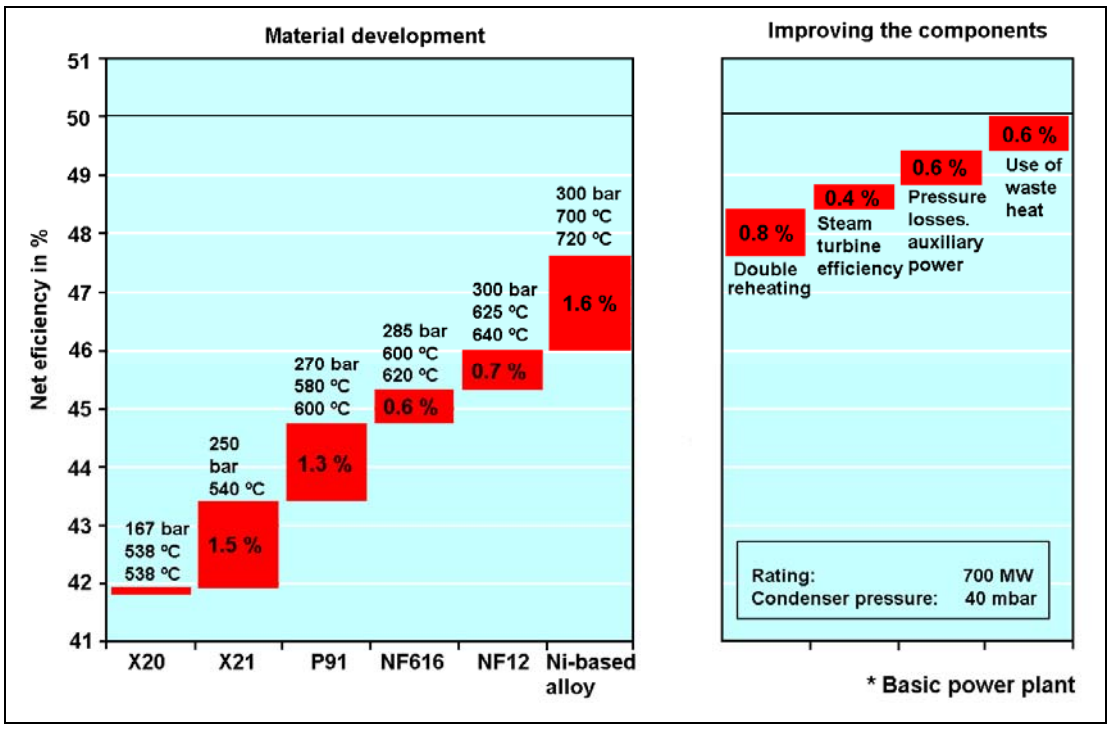


Figure 4.44: Increased the efficiency of a hard coal-fired power plant –development of materials [141, Benesch, 2001]

Other aspects that influence in the LCP efficiency are:

- **the technology used**: an IGCC, for example, intrinsically consumes more auxiliary energy (for the air separation unit, gas treatment and compressor) than a conventional boiler, even with flue-gas treatment
- **the level of pollution control:** advance FGD consumes more energy, and generally pollution control measures have a detrimental effect on efficiency
- **the design of the auxiliaries:** boiler auxiliaries have to be over-dimensioned to withstand all variations in parameters compared to their design values (i.e. for possible leaks, alternative fuels, start-up needs, redundant systems, etc.). These technical options lead to changes in energy consumption from that under normal conditions and with the fuel they were deigned for.

Boiler efficiency. For a clean and new boiler, an efficiency level of around 86 - 95 % (LHV) is currently recorded for solid fuel and cannot easily be increased. The main losses stem from flue-gas waste heat at stack, unburned carbon-in-ash, waste heat and from heat radiation losses. The effect of fuel is also important. Even assuming that the boilers have identical performance (i.e. same ambient and flue-gas temperature, same excess air, etc.), different boiler efficiencies are still obtained, and these depend on the fuel, for example (LHV basis):

- international coal: 95 % efficiency
- lignite: 92 % efficiency
- low grade lignite: 86 % efficiency.

4.3.3 Emissions to air

Table 4.35 and Table 4.52 summarise the available information on measured air emission levels (SO_2, NO_X, and N_2O, dust, CO, HF, HCl, NH_3, and heavy metals, in particular Hg) of several combustion plants mainly operated in Europe. The information given is related to certain plants and may not be valid for other plants. Eurelectric reported that with dust reduction systems, particulate emissions are reduced to 5 to 500 mg/Nm^3, depending on the efficiency of the dust reduction system.

4.3.3.1 Emissions to air from hard coal-fired combustion plants

Capacity (MW_{th})	Comb. Tech.	Emission reduction measures	Emissions to air (mg/Nm^3)							Remarks
			SO_2	NO_X	Dust	CO	HF	HCl	NH_3	
50-100	GF									
	PC		52-128	154-158		18-31	10			
	AFBC									
	PFBC	Limestone injection		214-257						
	PFBC	2 x 70 MWe with SCR (+district heating)	170	50		20-40				Fuel: 0.7% sulphur bituminous coal.
100-300	GF									
	PC									
	AFBC	Limestone injection at the level of secondary air	200-800	150-300	30-50	100-150				Hot-type, grate firing combustion technique
	AFBC	FF/FGD (wet)/SCR	40 - 110							
	AFBC	FGD (sds)/FF/SCR	75	322	14	5.7	0.05	0.7		
	PFBC	Limestone/SCR		43-114						Plant in Japan
	PFBC	Limestone/SNCR		29-143						
	CFBC	Limestone/ESP	100-200	60-160						
>300	PC	No abatement	2000-3000							1 % sulphur conten t standa rd coal
	PC	ESP/FGD(wet)/SCR	20-252	90-190	3-11	12-25	0.2-3	1.7-30	0.16-0.5	Dry bottom boiler Severa l LCPs
	PC	ESP/FGD(wet)/SCR	185	200	8	27	7	7	0.5	Wet bottom boiler
	PC	Pm/FGD (sds)/ESP/SCR	130	140	5-10					
	PC	Pm/FGD(dsi)/ESP	170	270	20					
	PC	Pm (LNB)/FGD(dsi)/FF	170	250	20					
	PC	Pm (reburning gas-coal)		250 - 350						
	PC	Pm (reburning coal-coal)		300 - 430						
	CFBC	limestone+ESP	100-200	100-250	30-50					plants in France, US and Poland

Notes:		
GF (Grate firing)	**PC (**Pulverised coal combustion)	**AFBC** (Atmospheric fluidised bed combustion)
PFBC (Pressurised fluidised bed combustion)	**FGD(wet)** (Wet flue-gas desulphurisation)	**FGD(sds)** (Flue-gas desulphurisation by using a spray drier)
FGD(dsi) (Flue-gas desulphurisation by dry sorbent injection)	**ESP (**Electrostatic precipitator)	**FF** (Fabric filter)
Pm(..) (Primary measures to reduce NO_X	**SCR** (Selective catalytic reduction of $NO_{X)}$	**SNCR** (Selective non catalytic reduction of NO_X)

Table 4.35: Emissions (in concentration) to air from coal-fired combustion plants in normal operation and at constant load

Capacity (MW_{th})	C T	Emission reduction measures	Electrical efficiency (%)	Fuel efficiency (%)	Specific Emissions to air (mg/MJ)					
					SO_2	NO_X	Dust	CO	HF	HCl
50-100	GF									
	PC	ESP/DESONOX	29	80		75.4-80.2		9.2-15.2		
	AFBC									
	PFBC	Limestone				75-90				
100-300	GF									
	PC									
	AFBC	FGD(sds)/FF/SCR	25	81	26.1	111.5	5.08	1.98	0.019	0.28
	AFBC	Limestone/ESP	38	54.2						
	PFBC	Limestone/SNCR				10-50				
	PFBC	Limestone/SCR				15-40				
>300	PC	ESP/FGD(w)/SCR	32-44	37-70		34-97	1.1-5.1	4.9-8.3	0.08-1.2	0.6-12.3
	PC	ESP/FGD(w)/SCR	<39							
	AFBC									
	CFBC		39							

Notes:
GF (Grate firing) **PC** (Pulverised coal combustion) **AFBC** (Atmospheric fluidised bed combustion)
PFBC (Pressurised fluidised bed combustion) **FGD(wet)** (Wet flue-gas desulphurisation) **FGD(sds)** (Flue-gas desulphurisation by using a spray drier)
FGD(dsi) (Flue-gas desulphurisation by dry sorbent injection) **ESP** (Electrostatic precipitator) **FF** (Fabric filter)
Pm(..) (Primary measures to reduce NO_X **SCR** (Selective catalytic reduction of NO_X) **SNCR** (Selective non catalytic reduction of NO_X)

Table 4.36: Specific emissions to air from coal-fired combustion plants in normal operation and at constant load

4.3.3.2 Emissions to air from lignite-fired combustion plants

Capacity (MW_{th})	C Te	Emission reduction measures	Emissions to air (mg/Nm^3)							Remarks
			SO_2	NO_X	Dust	CO	HF	HCl	NH_3	
50-100	GF									
	PC									
	AFBC									
100-300	GF									
	PC									
	AFBC	Limestone/ESP	393	168	10	0.2	0.5	4		N_2O 26 mg/Nm^3
>300	PC	Pm (LNB air and fuel staging)/ESP/FGD(wet)	77-341	141-176	2 - 13.5	4.4-182	0.08-1	0.5-1		Dry bottom boiler
	PC	Pm (LNB air and fuel staging)/ESP/FGD(wet)		141-230	2-50	4.4-250	0.5-10			
	PC	Pm (LNB air and fuel staging)/activated carbon filter/FGD(wet)	5	150	30	80	1	0.2		Dioxin emissions are between 1 and 30 pgTEQ//Nm^3 1
	PC	ESP/FGD(wet)/SCR	230	<200	30				<10	Hard lignite
	PC	Pm (LNB air and fuel staging)/activated carbon filter/FGD(sds)	241.2	272.3	6.6	8.7	1.3	4		
	PC	Pm (combustion process-integrated)-natural DESOX ESP	300-450	200-400	50-100					High rate of desulphurisation effected by high alkaline ash in low rank lignites

	PC	Pm (combustion process-integrated)/ESP	2000	200-300	50-100					Low rate of desulphurisation effected by medium alkaline ash in low rank lignites
	AFBC		50-200	250-400	10-50					

Notes:
GF (Grate firing) **PC** (Pulverised coal combustion) **AFBC** (Atmospheric fluidised bed combustion)
PFBC (Pressurised fluidised bed combustion) **FGD(wet)** (Wet flue-gas desulphurisation) **FGD(sds)** (Flue-gas desulphurisation by using a spray drier)
FGD(dsi) (Flue-gas desulphurisation by dry sorbent injection) **ESP** (Electrostatic precipitator) **FF** (Fabric filter)
Pm(..) (Primary measures to reduce NO_X **SCR** (Selective catalytic reduction of NO_X) **SNCR** (Selective non catalytic reduction of NO_X)

Table 4.37: Emissions to air from lignite-fired combustion plants in normal operation and at constant load

Capacity (MW_{th})	Co Te	**Emission reduction measures**	**Electrical efficiency (%)**	**Fuel efficiency (%)**	**Specific Emissions to air (mg/MJ)**					
					SO_2	**NO_X**	**Dust**	**CO**	**HF**	**HCl**
50-100	GF									
	PC									
	AFBC									
100-300	GF									
	PC	Limestone/ESP	28	41.7	177.4	76.1	4.5	0.1	0.19	1.8
	AFBC									
>300	PC	Pm (LNB air and fuel staging)/ESP/FGD(wet)	35.7 - 41.7		5 - 112	43 - 60.4	0.09 - 5	4.9 - 25.9	0.028	0.028
	PC	Pm (LNB air and fuel staging)/activated carbon filter/FGD(wet)	37		2.16	60.36	10.7	25.86	0.43	0.088
	PC	Pm (LNB air and fuel staging)/activated carbon filter/FGD(sds)	28.9	69.1						
	AFBC									

Notes:
GF (Grate firing) **PC** (Pulverised coal combustion) **AFBC** (Atmospheric fluidised bed combustion)
PFBC (Pressurised fluidised bed combustion) **FGD(wet)** (Wet flue-gas desulphurisation) **FGD(sds)** (Flue-gas desulphurisation by using a spray drier)
FGD(dsi) (Flue-gas desulphurisation by dry sorbent injection) **ESP** (Electrostatic precipitator) **FF** (Fabric filter)
Pm(..) (Primary measures to reduce NO_X **SCR** (Selective catalytic reduction of NO_X) **SNCR** (Selective non catalytic reduction of NO_x)

Table 4.38: Specific emissions to air from lignite-fired combustion plants in normal operation and at constant load

		Coal without NO_x abatement (mg/Nm^3)	Coal with Low NO_X burner (mg/Nm^3)	Lignite no abatement (mg/Nm^3)	Lignite with primary measures (mg/Nm^3)
DBB	horizontal firing system	1000-1500	500-650		
	tangential firing system	600-900	400-650	400-700	200-500
	Vertical firing system	700-900			
WBB	cyclone firing system	1500-2500	1000-2000		

Table 4.39: Level of NO_X emissions for existing plants without secondary measures [58, Eurelectric, 2001]

4.3.3.3 Heavy metal emissions

During combustion heavy metals become volatile in metallic form as well as in the form of chlorides, oxides, sulphides etc. A large proportion of these heavy metals are condensed at temperatures of up to 300°C and separate off onto the dust particles (fly ash).

Metal	Hard coal, dry bottom boiler (DBB)	Lignite, dry bottom boiler (DBB)	Hard coal, wet bottom boiler (WBB)
Output (% of input): bottom ash (DBB); slag (WBB)			
As	1.6-7.5	0.4	10-21.2
Cd	1.8-8.9	Type of power plant	15-30.1
Hg	2	-	2
Pb	3.1-11.3	1.1	76.7-88.8
Output (% of input): filter fly ash (DBB)			
As	88-91.2	98	
Cd	89.8-95	96	
Hg	17-39	49	
Pb	81-94	98	
Output (% of input): gypsum resp. sewage water			
As	0.4-1.19	0.4	21.4-83.5
Cd	1.1-3.5	0.4	72-79
Hg	27-41	4.9	44-71
Pb	0.9-1	0.4	10-17.5
Output (% of input): flue-gas			
As	0.18	0.42	6.5-17.3
Cd	0.19	4.2	0.1-6
Hg	18-32	44	27.6-54
Pb	0.17	0.5	1.2-2.6
Note: The respective DENOX units are omitted. At these plants, ESP are used for dust abatement and the lime(stone) wet scrubbing process or the spray dryer absorption process is used for flue-gas desulphurisation			

Table 4.40: Combined heavy metal mass balances for various types of power plants

It has been shown that systems designed for flue-gas dedusting and flue-gas desulphurisation can also remove most of the heavy metals from the flue-gases, i.e. those that are not retained in the bottom ash or slag. Hence, particulate heavy metal emissions in the scrubbed flue-gas are extremely low in modern power plants equipped with flue-gas cleaning systems.

The low retention of Hg downstream of dry bottom boilers (DBB) is due to gaseous mercury being emitted in measurable quantities. In wet bottom boilers, apart from Hg, the combustion and flue-gas cleaning system also has a low retention capacity for As, so measurable quantities are emitted with the flue-gas. For flue dust (fly ash) recirculation with WBB, it can be shown that only emissions of those heavy metals with high volatility increase, e.g. Hg and especially As.

Experiments at a hard coal-fired dry bottom boiler to evaluate the effects of load and the combustion of different coals on the mass balance of heavy metals gave the following results:

- to a great extent, the amount of gaseous emissions of mercury via the flue-gas depends on the chlorine and calcium content of the coal. Chlorine has two opposing effects. It increases the share of gaseous mercury but it also improves the separation of mercury in the wet FGD, as $HgCl_2$, which can easily be washed out. Calcium improves the separation of mercury in the ESP
- the integration of heavy metals into the boiler ash does not depend on the chemical composition of the coal
- the integration of heavy metals into the fly ash does not depend on the chemical composition of the coal, but it does depend on the load of the boiler as the maximum level is reached at full load.

In Table 4.41, there is a summary of heavy metal measurements taken at three coal-fired power plants which have applied an ESP and a wet scrubber desulphurisation.

	Amount of heavy metals in different process outflows (%)			**Emission [3]**
	Removed with bottom ash and with fly ash from ESP	Removed with FGD end-product + filter cake of waste water treatment plant	Share released to the air via stack	Concentration in the emission (µg/Nm^3)
Arsenic (As)	97-98.7	0.5-1.0	0.3-2	0-5
Cadmium (Cd)	95.2-97.6	0-1.1	2.4-3.6 [1]	0-5
Chromium (Cr)	97.9-99.9	0-0.9	0.1-0.5	0-5
Mercury (Hg) [2]	72.5-82 [2]	0-16	5.1-13.6 [2]	0-5
Manganese (Mn)	98-99.8	0.1-1.7	0.1	0-5
Nickel (Ni)	98.4-99.8	0.2-1.4	0.1-0.4	0-5
Lead (Pb)	97.2-99.9	0-0.8	0.1-1.8	0-5
Vanadium (V)	98.4-99.0	0.9-1.3	0.2-0.3	0-5

Notes:
1 The emission of cadmium was higher in these measurements than generally reported in the literature.
2 The removal efficiency of mercury was higher and the emission lower in these measurements than is normally reported in the literature. In literature it is reported that about 20-30 % of the mercury is released to the air and only about 30 - 40 % is removed with ESP.
3 The emissions are indicative values, including both gaseous and particulate emissions. With good particle removal the concentrations of all heavy metals in emissions are typically below or around 1 µg/Nm^3.

Table 4.41: Pathways of heavy metals in coal-fired combustion plants [59, Finnish LCP WG, 2000]

With IGCC, the low volatility, high boiling point metals are captured and effectively immobilised in the vitreous slag. Most higher volatility metals can be condensed and captured by syngas scrubbing.

Table 4.42 below shows the different contents of mercury in coals from different origins.

Origin	Number of samples (n)	Mean value of Hg content (mg/kg)			Variance v(%)
Indonesia	7	0.04	±	0.02	63
New Zealand	1	0.05			
Colombia	7	0.06	±	0.03	57
Russia (Kuzbass)	1	0.06			
Australia	17	0.08	±	0.06	70
Venezuela	2	0.08			
South Africa	12	0.09	±	0.02	23
Blend	36	0.09	±	0.07	72
Egypt	1	0.10			
Norway (Spitsbergen)	2	0.14			
US (eastern)	15	0.14	±	0.12	84
China	2	0.15			
Germany (Ruhr area)	1	0.16			
Poland	10	0.35	±	0.55	154

Table 4.42: Mercury content in coal from different origins
[58, Eurelectric, 2001]

Table 4.43 below shows the mercury content in the flue-gases after the electrostatic precipitator.

Number of samples (n)	Minimum value of Hg content	Maximum value of Hg content	Mean value of Hg content	Variance v(%)
Concentration of Hg in flue-gases downstream the ESP (µg/m^3)				
37	0.3	35	**4.9** +7.3/-4.6	149
percentage of Hg varorised relative to the concentration in the coal				
36	1.0	115	**43** ± 30.1	69

Table 4.43 Mercury content in flue-gases downstream of the ESP
[58, Eurelectric, 2001]

Table 4.44 gives an overview of measured N_2O emission levels taken out of different literature sources

Fuel	Comb Tech.	O_2 (%)	N_2O (mg/Nm^3)					N_2O (kg/TJ)	
			Kremer 1994	KEMA 1993	VGB 1994	IEACR 1993	Braun 1993	IACR 1993	Peter 2001
Coal	PC (DBB)	6	<2	<4 Without staged combustion <0.4-1.2 With staged combustion		1-20		0.4-1.4	2-5
	PC (WBB)	6	3.8-9		4-10			0.4-1.4	2-5
	Grate firing		<30		1-10	0.2-3		0.4-1.4	2-5
	CFBC	7	4-20 (partial load) 40-700 (full load)	16-170 (790-940 °C)	30-160	60-140	50-120 (with peaks up to 380)	36 - 72	20-45
	BFBC	7	100-150 (partial load) 140-480 (full load)						
Lignite	PC (DBB)	6	10-16		13	1.5-6		0.6-2.3	0.8-3.2
	Grate firing	6	<30			0.8-2.5			0.8-3.5
	FBC	7	<30		5-20	10-90	5 - 14 (with peaks up to 30)	11-45	3-8

Table 4.44: Measured N_2O emission levels taken from different literature sources [98, DFIU, 2001]

Table 4.45 and Table 4.46 show emissions of halogenated acids, dioxins and PAH from different coal and liquid fuel power stations.

Fuel: hard coal	HCl mg/Nm³, 6 % O_2	HF mg/Nm³, 6 % O_2
No desulphurisation	100-450	4-28
FGD + contact transfer by regenerative air heater	3-14	2-8
FGD no transfer by air air heater	1-8	0.2-2
FBC + dry lime addition*	50-170	0.5-4
Note: *Higher SO_2 reduction increases emitted HCl part		

Table 4.45: Emission levels of HCl and HF for plants with and without secondary measures [58, Eurelectric, 2001]

Substance	Coal	Heavy oil	Orimulsion
Dioxins and furans	2.193 pg/Nm^3	2.492 pg/Nm^3	2.159 pg/Nm^3
PAH	0.0606 µg/Nm^3	0.0507 µg/Nm^3	0.0283 µg/Nm^3

Table 4.46: Emission levels of dioxin and PAH from the combustion of different fuels [192, TWG, 2003]

4.3.4 Emissions to water from hard coal-fired combustion plants

Combustion Technique	Waste water origin	Waste water treatment	Concentration in waste water (mg/l)						
			Hydrazine	Filterable matter	Sulphate	Sulphite	Fluoride	Hg	Sulphide
GF									
PC	Wet FGD (dry bottom boiler	Fil/Pre/Floc/Sed/Neu		30	2000	20	30	0.05	0.2
	Wet FGD (dry bottom boiler	Fil/Pre/Floc/Sed/Neu		155	2667	26.7	172	0.034	
	Wet FGD, high thickening in water circuit, partly re-used for cooling	Fil/Pre/Floc/Sed/Neu		17	2542	2	8	0.007	0.07
	Treatment of condensate and feed-water	Neu/Sed	2	50					
	Treatment of condensate and feed-water and water from DESONOX	Neu					5.45	0.01	0.01
ACFBC	Treatment of condensate and feed-water	Neu/Sed	344						

Notes
Fil Filtration Pre Precipitation Floc Flocculation Sed Sedimentation Neu Neutralisation

Table 4.47: Emissions to water from coal-fired combustion plants

Combustion Technique	Waste water origin	Waste water treatment	Spec. waste water flowrate (m^3/MW_{th})	Concentration in waste water (mg/l)										
				Cl	AOX	COD	P	N	Zn	Cr	Cd	Cu	Pb	Ni
GF														
PC	Wet FGD (dry bottom boiler	Fil/Pre/Floc/ Sed/Neu	0.051		0.038	71		10	1	0.01	0.01	0.01	0.1	0.02
	Full water softening system	Neu/Sed	0.0029		0.184		0.016	19.2	0.06	0.026	0.00008	0.026	0.0016	0.064
	Wet FGD, high thickening in water circuit, partly re-used for cooling	Fil/Pre/ Floc/Sed/Neu	0.0079	40000		150			1	0.5	0.05	0.5	0.1	0.5
	Treatment of condensate and feed-water	Neu/Sed	0.0073					1						
	Treatment of condensate and feed-water and water from DESONOX	Neu	0.0286	2940					0.05	0.006	0/0006	0.005	0.005	0.006
ACFBC	Treatment of condensate and feed-water	Neu/Sed	0.62	34.4	34.4	13778	517							

Notes
Fil Filtration Pre Precipitation Floc Flocculation Sed Sedimentation Neu Neutralisation

Table 4.48: Emissions to water from coal-fired combustion plants

Table 4.51 and Table 4.52 shows the emission from eight different coal power plants.

Parameters	Unit	Plant A	Plant B	Plant C	Plant D
Temperature	°C		18	28.7	
pH		7.61		7.8	6.9-7.9
As	mg/l		0.001	<0.005	
Sb	mg/l				
Pb	mg/l	<0.01	0.03	<0.05	
Fe	mg/l	0.07			0.2-0.5
Cr	mg/l	0.01	0.03	<0.05	
Cd	mg/l		0.003	<0.005	
Co	mg/l		0.002		
Cu	mg/l	<0.01	0.003		
Ni	mg/l	<0.01	0.03		
TI	mg/l		0.031		
V	mg/l		0.073		
Mn	mg/l		0.03		
Hg	mg/l		0.0001	<0.001	
Zn	mg/l	<0.02	0.05		
Sn	mg/l	<0.05	0.001		
F	mg/l		0.1		
Cl	mg/l		400		
BOD	mg/l				10-28
COD	mg/l	11.7 kg/d***			10-65
Suspended solids	ml/l				<0.1
Total P	mg/l		0.15		
Sulphate as SO_4	mg/l	1376	1215		
Sulphide as S	mg/l		0.1		
Sulphite as SO_3	mg/l		10.2		
Total N	mg/l		76.6		
NH_4 as N	mg/l	7	0.85		
Nitrite - N	mg/l	2.1			
TOC as C	mg/l		8.6		

Table 4.49: Emissions to water from four different coal-fired combustion plants [192, TWG, 2003]

Parameters	Plant E	Plant F	Plant G Min Max	Plant H Min Max
pH	7.9		6.7 - 8.6	
Temperature	27.3 °C	30 °C	11.8 - 21.2 °C	
Colour			2 - 7	0-5
Conductivity			724-6850	2.940-5.470
Suspended solids				1.6-9.2
pH				7.1-8.5
Ca			57.8 - 714	
K			2.2-37.9	
Mg			1.4-23.0	
Na			42.7 - 985	
Fe			n.n-0.35	
As	<0.005	0.02		n.n.-0.007
Pb	<0.05	0.02		n.n.
Cd	<0.005	0.4		n.n.
Cr	<0.05			
Cu		0.1		n.n-0.007
Mn		3		n.n.-0.020
Hg	<0.001	0.001		n.n.
Zn		0.4	n.n-0.037	n.n.-0.054
Ammonia - N			0.78-7.04	0.11-8.90
Nitrite-N			n.n-0.67	0.02-0.95
Nitrate-N			2.7-26.9	10.0-59.4
Total N			3.5-29.1	13.1-65.9
Total P			0.03-0.27	0.01-0.23
Chloride			87-1761	123 - 733
Sulphide				n.n.
Sulphite				n.n.
Sulphate			57-1042	1414-2341
TOC			1-5	2 - 14
COD			9-37	9 - 56
BOD_5			1 - 19	
Hydrazine				n.n.
Cyanide				n.n.
Fluoride				n.n.-2.0.
Antimony				n.n.
Arsenic				n.n.-0.007
Chromium				n.n.-0.005
Cobalt				n.n.
Nickel				n.n.-0.123
Thallium				n.n.
Vanadium				0.013-0.395
Zinc				n.n.
n.n: below detection limit **Min:** minimum value obtained **Max:** maximum value obtained				

Table 4.50: Emissions to water from four different coal-fired combustion plants [192, TWG, 2003]

4.3.5 Emissions to water from lignite-fired combustion plants

Combustion Technique	Waste water origin	Waste water treatment	Concentration in waste water (mg/l)					
			Filterable matter	Sulphate	Sulphite	Fluoride	Hg	Sulphide
PC	Wet FGD	Fil/Pre/Floc/Sed/Neu	7	1300	0.5	1.5		
	Wet FGD (dry bottom boiler	Fil/Pre/Floc/Sed/Neu						
	Treatment of condensate and feed-water	Neu/Sed	10	348				0.8
	All waste water from power plant and lignite yard	Sed/pH adjustment/Pre/Floc/Sed/Neu	20	1700				
Notes Fil Filtration Pre Precipitation Floc Flocculation Sed Sedimentation Neu Neutralisation								

Table 4.51: Emissions to water from lignite-fired combustion plants

Combustion Technique	Waste water origin	Waste water treatment	Spec. waste water flowrate (m^3/h –MW_{th})	Concentration in waste water (mg/l)										
				Cl	AOX	COD	P	N	Zn	Cr	Cd	Cu	Pb	Ni
PC	Wet FGD (dry bottom boiler	Fil/Pre/Floc/Sed/Neu	0.005											

	Treatment of condensate and feed-water	Neu/Sed	0.0073					1						
	Cooling water	none	0.066-0.350		0.03-0.08	17.2-27.8	0.15-0.32	2.1-22.8	0.06	0.03			0.004-0.03	

Notes
Fil Filtration Pre Precipitation Floc Flocculation Sed Sedimentation Neu Neutralisation

Table 4.52: Emissions to water from lignite-fired combustion plants

4.3.6 Combustion residues and by-products

Large quantities of mineral substances are produced in every power plant. For a 750 MW_e power plant burning one million tonnes of coal with an ash content of, e.g. 10 % and a sulphur content of, e.g. 1 %, some 154000 tonnes of coal combustion products (CCPs) are yielded annually. Currently, nearly 500 million tonnes of coal ashes (bottom ash and fly ash) are being produced per year worldwide. In many countries (for example-Austria, Canada) there is major concern about the heavy metal content of these residues, which adversely affect soil quality.

Gypsum:

- **main component:** calcium sulphate-dihydrate, can contain fly ash and comparable higher concentrations of Hg and Se
- **critical parameters for use in the construction industry:** crystal size, crystallisation and water content.

Fly ash: contains the largest part of condensed heavy metal:

- **critical parameters for use in concrete**: ignition loss, Cl, free CaO;
- **critical parameters for use in cement:** physical, chemical, mechanical parameters of cement are regulated (EN-197-1): ignition loss, sulphates, Cl.

Bottom ash: low heavy metal content; use in the brick and cement industry

Residue from spray dry absorption: mixture of gypsum, calcium-sulphite and fly ash; the major part is landfilled or used as a sealing material for landfills

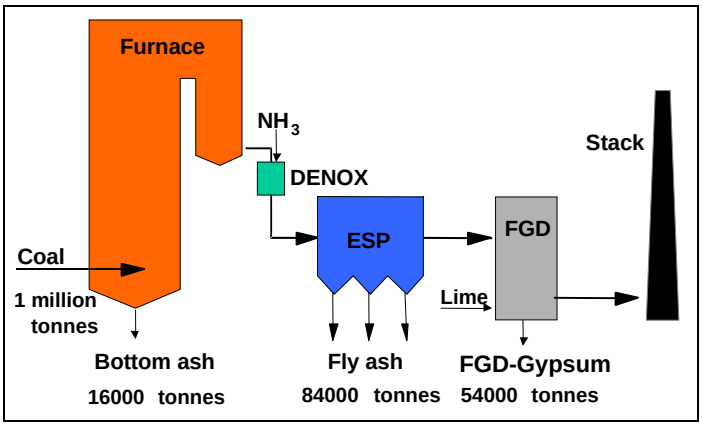


Figure 4.45: Annual Production of CCPs in a 750 MW_e coal-fired power plant at 6000 hours full load (total production of CCPs = 154000 tonnes)
[90, ECOBA v. Berg, 1999]

According to [90, ECOBA v. Berg, 1999], the amount of CCPs produced in the EU-15 power plants totals 55 million tonnes. Figure 4.46 shows the shares of the different CCPs produced in 1999. Almost 70 % of the total CCPs are yielded as fly ash. All combustion residues add up to 85.1 % and FGD residues up to 13.9 % by mass.

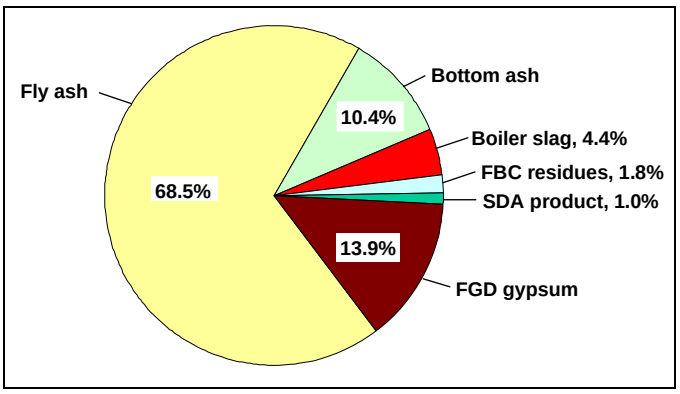


Figure 4.46: Production of CCPs in the EU-15 in 1999
[90, ECOBA v. Berg, 1999]

Most of the CCPs produced were used in the building industry, in civil engineering, and as construction materials in underground mining (55.3 %) or for the restoration of open cast mines, quarries and pits (33.2 %). In 1999, only 2.2 % were temporarily stockpiled for future use and 9.3 % were disposed of (Figure 4.47).

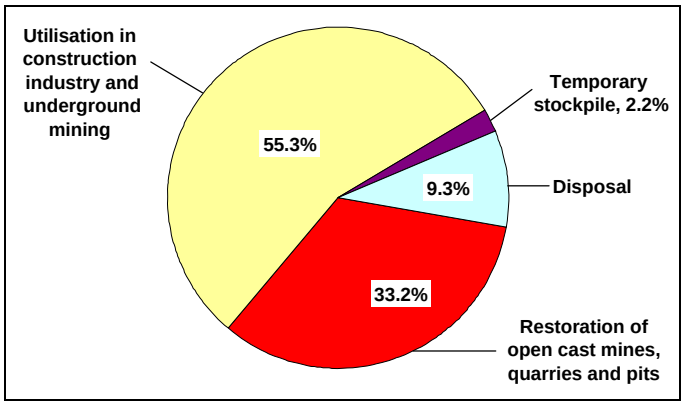


Figure 4.47: Utilisation and disposal of CCPs in the EU-15 in 1999
[90, ECOBA v. Berg, 1999]

CCP utilisation varies between Member States, since climate, taxes and the legal situations also vary. In some EU-15 countries the utilisation rate for CCPs is nearly 100 %, whereas in other countries the utilisation rate will not exceed 10 % due to existing unfavourable conditions, such as heavy metal content, loss of ignition, free and total Ca content, Cl, etc.

The utilisation of desulphurisation products also varies within the EU-15. In some countries, spray dry absorption (SDA) products are utilised in the construction industry and as fertiliser, in other countries it is disposed of. The FGD gypsum is utilised for the production of plasterboards and self-levelling floor screeds, as well as a retarder for cement. The observed development in utilisation rates is caused by a general acceptance of the materials as products. This improvement has been achieved by research activities, practical experience and by marketing efforts.

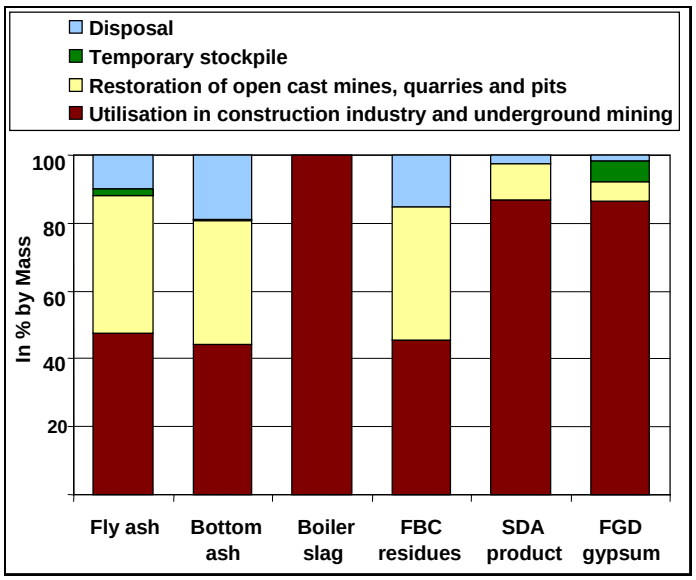


Figure 4.48: Utilisation and disposal of CCPs in the EU-15 in 1999 [90, ECOBA v. Berg, 1999]

The rates for utilisation and disposal of different CCPs in 1999 are shown in Figure 4.48. In 1999, as much as 45 to 48 % of the combustion residues were utilised in the construction industry and in underground mining, 37 to 41 % in the restoration of open cast mines, quarries and pits, up to 2 % were stockpiled, and between 10 and 15 % were disposed of.

Nearly 86 % of both SDA product and FGD gypsum were utilised in the construction industry and in underground mining. For the restoration of open cast mines, quarries and pits 11 % of the SDA product and nearly 6 % of FGD gypsum were used, and nearly 6 % of the FGD gypsum is stored in temporary stockpiles for future use. Only very small amounts of the CCPs had to be disposed of [90, ECOBA v. Berg, 1999].

An overview of the different fields of utilisation of the individual CCPs is given in Figure 4.49.

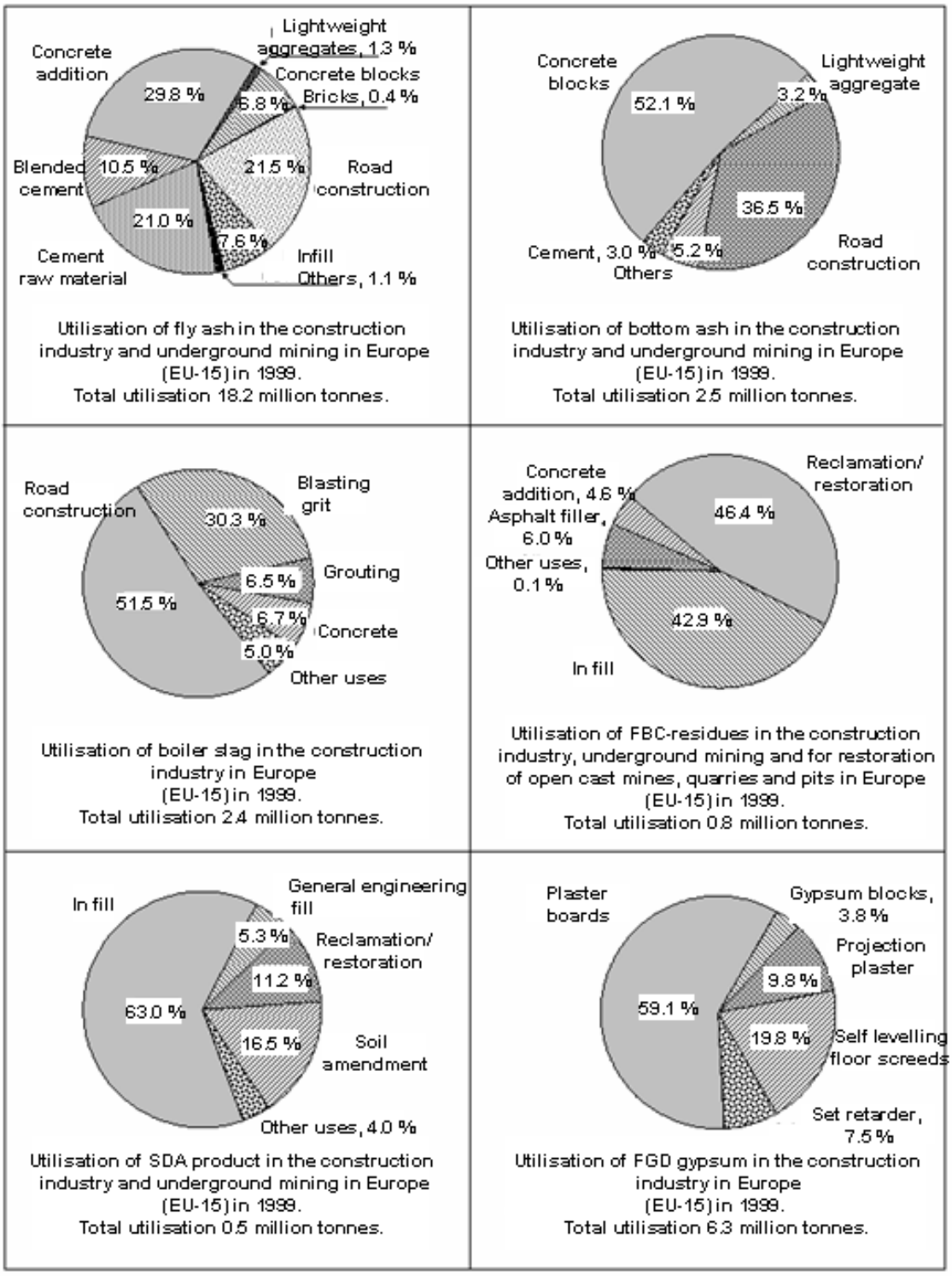


Figure 4.49: Overview of CCP utilisation in the EU-15 in 1999 [90, ECOBA v. Berg, 1999]

The heavy metal content of some ashes and other combustion by-products are presented in Table 4.53 and Table 4.54.

Heavy metal	Concentration (ppm)			Mass stream (g/h)		
	Coal	Coarse ash	Fly ash	Coal	Coarse ash	Fly ash
Arsenic	10.8	12.0	43.9	3193.6	43.2	3042
Cadmium	0.07	0	0.295	20.7	0	20.4
Chromium	39.1	204.7	154.5	11561.9	736.7	10703.4
Copper	16.0	63.2	67.6	4716.4	227.5	4684.7
Lead	6.7	11.6	27.7	1981.2	41.8	1919.6
Mercury	0.28	0	0.1	81.3	0	6.9
Nickel	40.5	204.0	158.7	11961.1	734.4	10997.9
Selenium	0.99	0.6	1.4	291.3	2.2	97.0
Vanadium	41.3	94.7	169.0	12197.6	340.9	11711.7
Zinc	26.1	38.1	116.1	7717.8	137.0	8076.9

Table 4.53: Heavy metals of coal and some coal combustion residues (this data should be seen as examples because the variability is very highly dependent on the type of coal and installation) [64, UBA, 2000]

	Input (%)		Output (%)				
	Coal	Chalk $CaCO_3$	Fly ash	Coarse ash	Gypsum	Clean gas	Dust (emit.)
Arsenic	100.0	0.0	99.1	0.4	0.4	<0.1	<0.1
Cadmium	100.0	0.0	95.5	0.0	0.4	4.1	0.0
Chromium	99.6	0.4	91.2	5.1	3.6	0.1	0.0
Copper	98.9	1.1	94.3	3.6	0.8	1.4	<0.1
Lead	99.6	0.4	98.0	1.1	0.4	0.5	<0.1
Mercury	99.1	0.9	50.2	0.0	5.0	44.8	0.0
Nickel	97.3	2.7	88.7	10.8	0.2	0.1	0.2
Selenium	100.0	0.0	51.7	0.6	27.9	16.4	3.4
Vanadium	99.7	0.3	97.8	1.8	0.3	0.0	0.1
Zinc	99.5	0.5	97.7	0.8	0.6	0.8	<0.1
Note: Output based on 100 % input of the metal element and chalk in relation to the output							

Table 4.54: Input and output of metals in coal-fired combustion plants (this data should be seen as examples because the variability is very highly dependent on the type of coal and installation) [64, UBA, 2000]

4.3.7 Noise emissions

The information on general noise from power plants is described in Section 3.12
.

4.4 Zu betrachtende Techniken für die Bestimmung von BVT für die Verbrennung von Stein- und Braunkohle

Dieses Kapitel behandelt Techniken, die bei der Bestimmung von BVT zur Vermeidung oder Verminderung von Emissionen und zur Erhöhung des thermischen Wirkungsgrades berücksichtigt sind. Alle diese Techniken sind gegenwärtig technisch und kommerziell verfügbar. In diesem Kapitel werden die zu berücksichtigenden Techniken nur in allgemeinen Zügen beschrieben, aber die meisten Techniken werden ausführlicher in Kapitel 3 dargestellt, und zu einigen Techniken werden Beispiele im Unterpunkt 4.2 angeführt, um im Einzelnen die Umweltleistung dieser Techniken unter realen Bedingungen zu demonstrieren. Prinzipiell gelten die allgemeinen Techniken, die im Kapitel 3 beschrieben werden, auch weitgehend für die Verbrennung von Stein- und Braunkohle und sollten allgemein auch als Verfahren angesehen werden, die bei der Bestimmung von BVT berücksichtigt werden müssen. Ausführlichere Beschreibungen können Kapitel 3 entnommen werden.

Zwecks Vermeidung von Überschneidungen im Rahmen des vorliegenden Dokuments wird auf das Environmental Management Systems (EMS) im Unterpunkt 3.15 verwiesen.

4.4.1 Techniken zum Entladen, Lagern und Umschlagen von Brennstoff

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienübergreifende Auswirkungen	Wirtschaftlichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüstungs-fähig				
Transport und Handhabung der Stein- und Braunkohle							
Geschlossene Förder-anlagen mit Entstau-bungstechnik	Minderung von Flugstaubemissionen	möglich	möglich	groß	keine	Nicht verfügbar	Begrenzt durch Wassergehalt
Offene Förderanlagen mit Windschutzplatten	Minderung von Flugstaubemissionen	möglich	möglich	groß	keine	Nicht verfügbar	
Entladegerät mit einstellbarer Höhe	Minderung von Flugstaubemissionen	möglich	möglich	groß	keine	Nicht verfügbar	
Reinigungsvorrichtungen für Förderbänder	Minderung von Flugstaubemissionen	möglich	möglich	groß	keine	Nicht verfügbar	Begrenzt durch Wassergehalt
Geschlossenes Lager für Kalk/Kalkstein in Silos mit Staubminderung	Minderung von Feinstaubpartikeln	möglich	möglich	groß	keine	Nicht verfügbar	
Lagerung von Stein- und Braunkohle und Zusatzstoffen							
Wassersprühsysteme	Minderung von Flugstaubemissionen	möglich	möglich	groß	Wasserverunreinigunge n	Kosten für Wasser-sprühung und Ab-wassersammlung	
Versiegelte Oberflächen mit Abflusssystemen	Vermeidung von Boden- und Grundwasserver-schmutzung	möglich	möglich	groß	keine	Kosten für Abwasserauf-bereitung	Aufgefangenes Abwasser ist in einem Absetz-becken aufzube-reiten
Windschutzplatten	Minderung von Flugstaubemissionen	möglich	möglich	groß	keine	Nicht verfügbar	
Lagerung von reinem verflüssigtem Ammoniak		möglich	möglich	groß	hohes Sicherheitsrisiko	Hohe Investitions- und Betriebskosten	
Lagerung von Ammoniak als Ammoniak-Wasser-Lösung		möglich	möglich	groß	Geringeres Sicherheits-risiko als bei Lagerung von Flüssigammoniak unter Druck	Nicht verfügbar	Höhere Sicherheit

Tabelle 4.55: Zu betrachtende Techniken für das Entladen, Lagern und Umschlagen von Brennstoff

4.4.2 Techniken zur Brennstoffvorbehandlung

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienübergreifende Auswirkungen	Wirtschaftlichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	Nachrüstungsfähig				
Brennstoff-Umstellung	Besseres Umweltprofil des Brennstoffs (schwefelarm, geringer Ascheanfall	keine Anwendung	Abhängig von Konstruktions-merkmalen des speziellen Kessels	groß	Niedrigere Verunreinigungen in der Kohle führen zu geringeren Emissionen. Ein niedrigerer Asche-gehalt führt zu einer Minderung der Feinstaubemission und zur Reduktion von festen Abfällen zur Verwertung//Beseitigung	Brennstoff-preis kann höher liegen	Möglichkeit der Brennstoffumstellung kann begrenzt sein wegen langfristiger Lieferverträge oder völliger Abhängigkeit von örtlichen Bergwer-ken
Kohlemischung	Vermeidung von Emissionsspitzen	möglich	möglich	groß	Stabiler Betrieb		
Kohlewäsche	Reduktion von auswaschbaren Unreinheiten	möglich	möglich	groß	geringe Unreinheiten in Kohle bewirken weniger Emissionen	Zusatzkosten durch Kohle-waschanlage	Kohlewäsche erfolgt i.d.R. direkt am Ort des Kohleabbaus
Braunkohle-vortrocknung	Erhöhter Wirkungsgrad von ca. 3-5 Prozentpunkten	möglich	möglich	begrenzte Erfahrungen, da nur bei Pilotanlage verwendet	erhöhter Wirkungsgrad	Zusatzkosten durch Braun-kohletrockner	Große Braunkohle-trockner sind bisher noch nicht gebaut
Kohle-vergasung	Erhöhter Anlagenwir-kungsgrad und geringere Emissionswerte vor allem bei NO_X	möglich, aber bisher nur bei Demon-strationsanlagen angewandt	nicht möglich	nur bei Demon-strationsanlagen angewandt		nicht verfügbar für Normal-betrieb	Mittelfristig ist Vergasung potentiell eine praktische Alterna-tive zur heute üblichen Verbrennung, vor allem angesichts der erwarteten elektrischen Wirkungsgrade von 51-55 %.

Tabelle 4.56: Zu betrachtende Techniken für die Brennstoffvorbehandlung

4.4.3 Techniken zur Verbesserung des Wirkungsgrads und der Brennstoffausnutzung

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienüber-greifende Auswirkgn.	Wirtschaftlichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	Nachrüstungs fähig				
Energetische Optimierung der Anlage							
Kraft-Wärmekopplung (KWK)	Erhöhte Brennstoff-ausnutzung	möglich	sehr begrenzt	groß			Abhängig von standortspe-zifischen Anforderung hin-sichtlich Wärmelast
Modifikation der Turbinenbeschaufelung	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß	keine	Nicht verfügbar	Dampfturbinenschaufeln können bei Routinewartung zu 3-dimensionalen Schaufeln geändert werden
Verwendung von hoch-entwickelten Materialien zum Erreichen von hohen Dampf-parametern	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	nicht möglich	In neuen Anla-gen praktiziert	keine	Nicht verfügbar	Die Verwendung von hochentwickelten Materialien gestattet Dampfdrücke von 300 bar und -temperaturen von 600 °C
überkritische Dampfparameter	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	nicht möglich	In neuen Anla-gen praktiziert	keine	Nicht verfügbar	
Zweifache Zwischenüberhitzung	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	nicht möglich	Vor allem in neuen Anlagen praktiziert	keine	Nicht verfügbar	
Regenerative Speisewasser-vorwärmung	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	nicht möglich	In neuen und einigen beste-henden Anla-gen praktiziert	keine	Nicht verfügbar	neue Anlagen verwenden bis zu 10 Stufen, was eine Speisewassertemperatur von ca. 300 °C ergibt
Hochentwickelte rechner-gestützte Steuerungssysteme	erhöhter Wirkungsgrad höhere Kesselleistung verminderte Emission	möglich	möglich	groß	keine	Nicht verfügbar	
Nutzung der Abgaswärme für Fernwärme	Erhöhte Brennstoff-nutzung	möglich	möglich	groß	keine	Nicht verfügbar	geringst mögliche Temperatur des Kühlwassers

Tabelle 4.57: Zu betrachtende Techniken zur Verbesserung des Wirkungsgrads und der Brennstoffausnutzung

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienübergrei-fende Auswir-kungen	Wirtschaftlich-keit	Hinweise
		neue Anlagen	Nachrüstungsfähig				
zu optimierende Feuerungsparameter							
Geringer Luftüberschuss	Erhöhter Wirkungsgrad und verminderte NO_X und N_2O-Emissionen	möglich	möglich	groß	Nein	nicht verfügbar	kann Risiko von Leitungs-ausfall und Anteil an unver-branntem Brennstoff erhö-hen
Senkung der Abgas-Temperaturen	Erhöhter Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß	Korrosion, Blockieren von Luftvorwärmern	nicht verfügbar	Abgastemperatur sollte 10-20 °C über Säuretaupunkt liegen. Die Zusatzwärme kann nur als Sekundär-wärme genutzt werden.
Geringer Anteil unver-brannten Kohlenstoffs in der Asche	Erhöhter Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß	Minderung von NO_X-Emissionen bewirkt höheren Anteil von unver-brannten Kohlen-stoff in der Asche	nicht verfügbar	NO_X-Emission und Anteil von unverbranntem Kohlen-stoff in Asche muss optimiert werden, aber NO_X-Schadstoff hat höhere Priorität
Niedrige CO-Konzen-tration im Abgas	Erhöhter Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß	Niedrige NO_X-Emissions bewir-ken höheres CO-Niveau	nicht verfügbar	Emission von NO_X und CO muss optimiert werden, aber NO_X-Schadstoff hat höhere Priorität
Abgasreinigung und -ausleitung							
Ableitung der Abgase über den Kühlturm	Wiederaufheizen des Abgases nach REA-Anlage ist nicht nötig.	möglich	möglich	groß	Kein Schornstein erforderlich	keine Zusatz-kosten für Bau und Wartung eines Schorn-steins	Machbarkeit eines Kühlturms muss im Einzelfall bewertet werden (z.B. Verfügbarkeit des Kühlturms, jeweiliger Standort und Baumaterial)
Nass-Schornstein-Technik		möglich	möglich	groß	Sichtbare Abgasfahne		
Kühlsystem							
Verschiedene Techniken							Siehe BVT-Merkblatt Industrielle Kühlsysteme

Tabelle 4.58: Zu betrachtende Techniken für die Erhöhung des Wirkungsgrads

4.4.4 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Staub und partikelgebundene Schwermetallemissionen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienüber-greifende Aus-wirkungen	Wirtschaftlichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	Nachrüstungsfähig				
Elektrofilter	Minderung von Partikelemissionen Eliminierung von Schwermetallen und Hg ist ein positiver aber geringer Nebeneffekt	möglich	möglich	groß	keine	Kosten von 13-60 EUR pro kW werden genannt. Die Werte enthalten weder Investitionskosten für die Handhabung der angefallenen Asche noch für Transportsysteme, deren Anteil bei aschereicher Braunkohle beträchtlich hoch ist.	Der Elektrofilter ist die ökonomischere Lösung, besonders bei Großanlagen Partikel gebundes Quecksilber haftet Feststoffen an, daher kann es leicht in einem Elektrofilter abgeschieden werden. Bei subbituminösen Stein- und Braunkohle ist Hg-Abscheidung gering infolge der hochbasischen Flugasche und dem geringen HCl-Anteil in den Abgasen
Gewebefilter	Minderung von Partikelemissionen vor allem Feinstaub (PM 2,5 und PM 10) Eliminierung von Schwermetallen und Hg ist ein positiver aber geringer Nebeneffekt	möglich	möglich	groß	Wirkungsgrad des Kraftwerkes wird um 0,1 Prozentpunkte reduziert	Betriebs- und Wartungskosten liegen höher als beim Elektrofilter	Bei kohlebefeuerten Anlagen werden Gewebefilter vor allem nach den trocknen und halbtrocknen Techniken zur Verminderung von SO_2-Emissionen verwendet. Partikelgebundenes Quecksilber haftet Feststoffen an, daher kann es leicht in einem Gewebefilter abgeschieden werden. Bei subbituminösen Stein- und Braunkohle ist Hg-Abscheidung gering wegen der hochbasischen Flugasche und dem geringen HCl-Anteil in den Abgasen
Zyklone	Minderung von Partikelemissionen	möglich	möglich	groß	sehr begrenzte Verminderung feiner Partikel	geringe Investitionskostem	Mechanische Zyklone können nur als Vorentstauber mit anderen Techniken wie Elektrofilter oder Gewebefilter benutzt werden.
Zugabe von Aktivkohle bei REA	Minderung von Hg-Emissionen	möglich	möglich	begrenzt		Zugabe von Aktivkohle bei REA erfordert geringe Investitions und Betriebskosten	Zugabe von Aktivkohle bei REA ist noch ungewiss bzgl. Anstieg des Quecksilberanteils im Gips

Tabelle 4.59: Zu betrachtende Techniken für die Vermeidung und Verminderung von Staub und Schwermetallemissionen

4.4.5 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von SO_2-Emissionen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienübergreifende Auswirkungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweis
		neue Anlagen	Nachrüstungs fähig				
Primärmaßnahmen							
Nutzung von schwefel-armem Brennstoff	Minderung von SO_2-Emissionen an der Quelle	möglich	möglich	groß	möglicher Anstieg von Staub- und NO_X -Emissionen	Abhängig vom Brennstoff	möglicher Anstieg von Staub- und NO_X -Emissionen
Wirbelschich tfeuerung	Minderung von SO_2 und NO_X -Emissionen	möglich	sehr begrenzt	groß	höhere N_2O-Emissionen	anlagenspe-zifisch	

Tabelle 4.60: Zu betrachtende Techniken für die Vermeidung und Verminderung von SO_2-Emissionen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrun-gen	Medienübergrei-fende Auswirkungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	Nachrüstun gsfähig				
Sekundärmaßnahmen							
Nasse Kalk-/Kalkstein-Wäsche mit Gipsproduktion	Minderung der Emissionen von SO_2, HF, HCl, Staub, Hg und Se; die Nachrüstung vorhandener Anlagen mit REA bietet Synergieeffekte bei der Verminderung von Feinstaub und Hg	möglich aber kaum in Anlagen unter 100 MW_{th} realisiert	möglich	groß	Wegen des benutzten Kalks könnten die Emissionen von As, Cd, Pb und Zn leicht höher sein; erhöhte CO_2 Emissionen Wasserverunreinigun gen	Anlagen spezifisch	Wegen der hohen Kosten des Nasswasch-verfahrens ist diese Technik bei größeren Anlagen die wirtschaftlichere Lösung. Bestehende Nasswäscher können durch Optimieren der Strömungsmuster im Absorber verbessert werden. Gasförmige Hg^{2+}-Verbindungen im Abgas von Kohlefeuerungen sind schwach bis stark löslich, und die löslicheren Verbindungen können allgemein in nassen REA-Wäschern abgeschieden werden.

Meerwasser-Wäscher	Minderung der Emissionen von SO_2, HF, HCl, Staub, Hg und Se; die Nachrüstung vorhandener Anlagen mit REA bietet Synergieeffekte bei der Verminderung von Feinstaub und Hg	möglich	möglich	groß	Tendenz zu verminderten pH-Werten in der Nähe des Wasserablaufs, zur Emission von Schwermetallen und zum Verbleib der Asche in der Meeresumwelt	Anlagen spezifisch	Die Anwendung eines Meerwasserwäschers ist stark abhängig von der spezielle Situation, wegen der Auswirkung der Verschmutzung auf die Meeresumwelt. Gasförmige Hg^{2+} -Verbindungen im Abgas von Kohlefeuerungen sind schwach bis stark löslich, und die löslicheren Verbindungen können allgemein in nassen REA-Wäschern abgeschieden werden
Sonstige Nass-wäschertpyen	Minderung von SO_2	möglich, aber kaum bei neuen Anlagen	abhängig von der einzelnen Anlage	sehr begrenzt	abhängig von der Technik	Nicht verfügbar	Die Verminderung anderer Schadstoffe hängt von der speziellen Technik ab.
Sprühtrockenwäscher	Minderung der Emissionen von SO_2, HF, HCl, Staub, Hg und Se; die Nachrüstung vorhandener Anlagen mit REA bietet Synergieeffekte bei der Verminderung von Feinstaub und Hg	möglich	möglich	groß	Rückstände müssen deponiert werden. Verringerter Gesamtwirkungsgrad der Großfeueurngsanlage	Anlagen spezifisch	Gasförmige Hg^{2+}-Verbindungen im Abgas von Kohlefeuerungen können allgemein auch beim REA- Sprühtrockenwäscher aufgefangen werden, insbesondere in Kombination mit einem Gewebefilter.
Sorbens-eindüsung	Minderung von SO_2, HF, HCl, Staub	möglich	möglich	groß	Rückstände müssen deponiert werden	Nicht verfügbar	
Sonstige	Kombinierte Technik zur Minderung von SO_2 und NO_X	möglich, aber bisher kaum angewendet bei neuen Anlagen	abhängig von der einzelnen Anlage	sehr begrenzt			Die Verminderung anderer Schadstoffe hängt von der speziellen Technik ab.

Tabelle 4.61: Zu betrachtende Techniken für die Vermeidung und Verminderung von SO_2-Emissionen

4.4.6 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von NO_X und N_2O-Emissionen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienübergreifen-de Auswirkungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	Nachrüstung sfähig				
Primärmaßnahmen							
Geringer Luftüberschuss	Minderung von NO_X- und N_2O-Emissionen, erhöhter Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß	Trend zu mehr unver-branntem Kohlenstoff in der Asche Geringer Luftüberschuss führt in dere Tendenz zu höheren CO- und HC-Niveaus	anlagen-spezifisch	Risiko von Rohr- und Wandkorrosion
Luftstufung (OFA, BBF und BOOS)		möglich	möglich	groß	Tendenz zu mehr unver-branntem Kohlenstoff in der Asche	anlagen-spezifisch	
Abgasrückführung		möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	Bei vorhandenen Anlagen hängt die Anwendbarkeit jeweils von der einzelnen Anlage ab.
Low-NOx Brenner	Minderung von NO_X	möglich	möglich	groß	Tendenz zu mehr unver-branntem Kohlenstoff in der Asche		Bei vorhandenen Anlagen hängt die Anwendbarkeit jeweils von der einzelnen Anlage ab. Oft ist Abgasrückführung und Luftstufung eingeschlossen
Nachverbrennung	Minderung von NO_X	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	Bei vorhandenen Anlagen hängt An-wendbarkeit jeweils von einzelner Anlage ab. Wegen Platzbeschrän-kungen ist die Nachverbrennung weniger geeignet für eine Nachrüstung als vielmehr für neue Anlagen.
Maßnahmen zur Verminderung von N_2O-Emissionen in Wirbelschichtfeuerungen							
Geringer Luftüberschuss	Minderung von N_2O-Emissionen	möglich	möglich	groß	größere CO-Emissionen	anlagen-spezifisch	
Erhöhte Wirbelschicht-Temperatur	Minderung von N_2O-Emissionen	möglich	möglich	Experimentelle Stufe	größere NO_X- und SO_2-Emissionen	Nicht verfügbar	Korrosionsrisiko
Verwendung von katalytischem Material wie MgO oder CaO im Kesssel	Minderung von N_2O-Emissionen	möglich	möglich	Experimentelle Stufe		Nicht verfügbar	
Erhöhte Abgastemperatur	Minderung von N_2O-Emissionen	möglich	möglich	Pilotanlagen-stufe		Nicht verfügbar	

Tabelle 4.62: Zu betrachtende Techniken für die Vermeidung und Verminderung von NO_X- und N_2O-Emissionen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrun-gen	Medienübergreifende Auswirkungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	Nachrüstungsfähig				
Sekundärmaßnahmen							
Selektive nicht katalytische Reduktion (SNCR)	Reduktion von NO_X, obwohl Reduktionsrate viel geringer ist als bei SCR	möglich	möglich	groß	Ammoniak-Schlupf	anlagenspezifisch	Sehr kleines Temperaturfenster und empfindlich bei Lastschan-kungen. Daher ist die Anwendung bei Staubfeuerungen sehr begrenzt und bei zirkulierenden Wirbelschichtfeuerungen begrenzt
Selektive katalytische Reduktion(SCR)	Reduktion von NO_X	möglich	möglich	groß	Ammoniak-Schlupf	anlagenspezifisch	Bisher ist SCR-Technik nur bei steinkohlebefeuerten Anlagen benutzt worden.
Selektive autokatalytische Reduktion (SACR)							Neue Technik zur NO_X-Min-derung, bereits in großtechnischer Erprobung
Kombinierte Techniken	Minderung von NO_X und SO_2	möglich, aber selten in neuen Anlagen benutzt	möglich, aber selten benutzt	sehr begrenzt	Abhängig vom jeweiligen Prozess	Nicht verfügbar	Die kombinierten Techniken machen nur einen sehr kleinen Marktanteil aus verglichen mit den SCR-Techniken.

Tabelle 4.63: Zu betrachtende Techniken für die Vermeidung und Verminderung von NO_X und N_2O-Emissionen

4.4.7 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfah-rungen	Medienübergreifende Auswirkungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	Nachrüstungsfähig				
Nass arbeitende REA							
Wasseraufbereitung durch Flockung, Sedimentation, und Neutralisation	Entfernen von Fluorid, Schwermetallen, CSB und Partikeln	möglich	möglich	groß	Zugabe von Schlamm zur Kohle für Verteilung in Flugasche und REA-Gips oder Verwertung als Füllmaterial in Bergwerksindustrie	anlagen-spezifisch	Zugabe von Schlamm zur Kohle und interne Wie-derverwendung bei REA muss von Fall zu Fall bestimmt werden.
Ammoniak-Reduktion durch Luft-Stripping, Abscheidung oder biologischen Abbau	verringerter Ammoniak-gehalt	Nur anwendbar bei hohem Ammoniakgehalt im Abwasser wegen SCR/SNCR		groß		anlagen - spezifisch	
geschlossener Kreislauf-betrieb	verringerter Abwasser-austrag	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	
Vermischen von Abwasser mit Kohleasche	Vermeidung von Abwasseraustrag	möglich	möglich	groß	Stabilisierte Material ist als Füllmaterial im Tagebau verwendbar.	anlagen-spezifisch	
Schlackenausspülung und Transport							
geschlossener Wasserkreislauf durch Filtration oder Sedimentation	verminderter Abwasser-austrag	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	
Regenerierung von Entsalzungsanlagen und Kondensataufbereitern							
Neutralisation und Sedimentation	verminderter Abwasser-austrag	möglich	möglich	groß	Schlamm muss zur Entsorgung entwässert werden	anlagen-spezifisch	
Ausschlämmung							
Neutralisation		Nur bei alkalischem Betrieb		groß		anlagen-spezifisch	
Waschen von Kesseln, Luftvorwärmern und Abscheidern							
Neutralisation und geschlossener Kreislaufbetrieb oder trockene Reinigungs-verfahren	verringerter Abwasser-austrag	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	
Oberflächenabfluss							
Sedimentation oder chemische Aufbereitung und interne Wiederverwendung	verringerter Abwasser-austrag	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	

Tabelle 4.64: Zu betrachtende Techniken für die Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen

4.5 Beste Verfügbare Techniken (BVT) für die Verbrennung von Stein- und Braunkohle

4.5.1 Einleitung

Zum besseren Verständnis dieses Kapitels wird das Augenmerk des Lesers zurück auf das Vorwort in diesem Dokument gelenkt, insbesondere auf den fünften Abschnitt: “Hinweise zum Verständnis und Benutzen dieses Dokuments”. Die Techniken und zugehörigen Emissions- und/oder Verbrauchswerte oder Wertebereiche, die in diesem Kapitel dargestellt werden, wurden mithilfe eines iterativen Prozesses eingeschätzt, der aus folgenden Schritten besteht:

- Bestimmung der Schlüsselprobleme des Umweltschutzes in dem Sektor, d.h. Emissionen in die Luft und das Wasser, thermischer Wirkungsgrad und Verbrennungsrückstände
- Prüfung der relevantesten Techniken für die Lösung dieser Schlüsselprobleme
- Bestimmung der besten Umweltleistungswerte auf der Basis der verfügbaren Daten in der Europäischen Union und weltweit
- Prüfung der Bedingungen, unter denen diese Leistungswerte erreicht wurden, wie beispielsweise Kosten, medienübergreifende Auswirkungen, hauptsächliche Beweggründe zur Einführung dieser Techniken
- Auswahl der Besten Verfügbaren Techniken (BVT) und der zugehörigen Emissions- und/oder Verbrauchswerte für diesen Sektor allgemein gemäß Artikel 2(11) und Anhang IV der Richtlinie.

Die fachliche Bewertung durch das europäische IPPC-Büro und die relevante Technische Arbeitsgruppe (TWG) hat bei jedem dieser Schritte und der Art, wie die Informationen hier dargestellt werden, eine Schlüsselrolle gespielt.

Aufgrund dieser Einschätzung werden die Techniken und, soweit es möglich ist, die Emissions- und Verbrauchswerte in Verbindung mit der Benutzung der BVT in diesem Kapitel dargestellt, die als insgesamt für diesen Sektor geeignet erachtet werden und in vielen Fällen die momentane Leistungsfähigkeit einiger Anlagen innerhalb des Sektor widerspiegeln. Sofern die “mit den Besten Verfügbaren Techniken verbundenen” Emissions- oder Verbrauchswerte beschrieben werden, ist darunter zu verstehen, dass diese Werte die Umweltleistung repräsentieren, die als Ergebnis der beschriebenen Techniken in diesem Sektor erachtet werden könnte, wobei auf die Ausgewogenheit zwischen damit verbundenen Kosten und Nutzen gemäß der BVT-Definition zu achten ist. Sie stellen jedoch weder Emissionsgrenzwerte noch Verbrauchsgrenzwerte dar und sollten nicht als solche aufgefasst werden. In einigen Fällen kann es technisch möglich sein, bessere Emissions- oder Verbrauchswerte zu erzielen, aber aufgrund der diesbezüglichen Kosten oder medienübergreifenden Auswirkungen werden sie nicht als geeignete BVT für den gesamten Sektor erachtet. Diese Werte können jedoch in spezifischeren Fällen als gerechtfertigt betrachtet werden, wenn besondere Triebkräfte wirken.

Die Emissions- und Verbrauchswerte in Verbindung mit der BVT-Anwendung sind im Zusammenhang mit spezifischen Referenzbedingungen zu sehen (z.B. Mittelungszeiträume).

Das oben beschriebene Konzept der “Werte in Verbindung mit den BVT“ muss von dem an anderer Stelle in diesem Dokument benutzten Terminus „erreichbarer Wert“ unterschieden werden. Wenn ein Wert als "erreichbar" bezeichnet wird unter Anwendung einer besonderen Technik oder Kombination von Techniken, so sollte das als Wert verstanden werden, dessen Erreichbarkeit über einen wesentlichen Zeitraum mittels einer gut gewarteten und betriebenen Anlage oder eines Verfahrens mithilfe dieser Techniken zu erwarten ist.

Sofern sie verfügbar sind, wurden Angaben über Kosten zusammen mit der Beschreibung der Techniken in den vorherigen Kapiteln gemacht. Sie vermitteln eine grobe Vorstellung über die Höhe der damit verbundenen Kosten. Jedoch hängen die tatsächlichen Kosten für die Anwendung einer Technik stark von der speziellen Situation ab z.B. hinsichtlich der damit verbundenen Steuern, Abgaben und den technischen Merkmalen der jeweiligen Anlage. Es ist nicht möglich, diese standortspezifischen Faktoren vollständig in diesem Dokument zu bewerten. Angesichts fehlender Angaben zu den Kosten können Schlussfolgerungen über die Wirtschaftlichkeit der Techniken aus Beobachtungen der vorhandenen Anlagen gezogen werden.

Es ist beabsichtigt, dass die allgemeinen BVT in diesem Kapitel als Bezugspunkt dienen, anhand dessen die gegenwärtige Leistung einer vorhandenen Anlage bewertet oder eine Empfehlung für eine neue Anlage beurteilt werden kann. Auf diese Art unterstützen sie die Bestimmung geeigneter 'BVT-basierter' Bedingungen für die Anlage oder die Einrichtung allgemein verbindlicher Regeln gemäß Artikel 9(8). Es ist vorgesehen, neue Anlagen so auszulegen, dass ihre Leistung den hier angegebenen allgemeinen BVT-Werten entsprechen oder sogar besser sind. Es wird auch in Betracht gezogen, dass die Leistung vorhandener Anlagen sich den allgemeinen BVT-Werten nähern oder sie übertreffen könnte, je nach der technischen und ökonomischen Anwendbarkeit der Techniken in jedem Fall.

Obwohl die BVT-Referenzdokumente keine rechtsverbindlichen Normen darstellen, gelten sie als maßgebliche Informationen für die Industrie, die Mitgliedstaaten und die Öffentlichkeit über erreichbare Emissions- und Verbrauchswerte bei der Anwendung spezieller Techniken. Die geeigneten Grenzwerte für einen spezifischen Fall müssen unter Berücksichtigung der Zielstellungen der IVU-Richtlinie und örtlicher Faktoren festgelegt werden.

Um Doppelaussagen in diesem Dokument zu vermeiden, wird auf die BVT über das Umweltschutz-Management System (EMS) im Unterpunkt 3.15.1 verwiesen.

4.5.2 Entladen, Lagern und Umschlagen von Brennstoffen und Zusatzstoffen

BVT für die Vermeidung von Emissionen durch Entladen, Lagerung und Umschlagen von Stein- und Braunkohle sowie Zusatzstoffen wie Kalk, Kalkstein, Ammoniak usw. sind in der Tabelle 4.65 zusammengefasst.

Material	Schadstoff	BVT
Stein- und Braunkohle	Staub	• mit minimaler Fallhöhe des Brennstoffs auf die Halde, um Flugstaubentwicklung zu vermindern. • In Ländern, in denen kein Frost herrscht, sind Wassersprühsysteme zu benutzen, um das Entstehen von Flugstaub von den Kohlehalden zu verringern. • Aufgrund der Flugstaubemissionen sind Petrolkokshalden abzudecken. • Grasbeflanzung von dauerhaften Kohlelagerflächen, um Flugstaubemission und Brennstoffverlust durch Oxidation im Kontakt mit Luftsauerstoff zu vermeiden. • direkte Beförderung von Braunkohle mittels Förderbändern oder Zügen vom Bergwerk zu den Braunkohlelagerbereichen vor Ort • sichere Anordnung von Förderbändern oberirdisch im Außenbereich, so dass Beschädigung von Fahrzeugen und anderer Ausrüstung verhindert werden kann. • Benutzung von Reinigungsvorrichtungen für Förderbänder, um die Entstehung von Flugstaub zu minimieren • Verwendung von Förderbändern in geschlossener Ausführung mit entsprechend konstruierter, robuster Förder- und Filtertechnik an den Umschlagpunkten, um Staubemission zu vermeiden • Rationalisierung der Transportsysteme, um Erzeugung und Verbreitung von Staub am Standort zu minimieren • Fachgerechtes Entwerfen und Konstruieren sowie angemessene Wartung
	Wasserverschmutzung	• Lagerung auf versiegelten Flächen mit Abflussvorrichtung, Sammelbehältern und Wasseraufbereitung zwecks Absetzung • Sammlung von Oberflächenabfluss (Regenwasser) von Stein- und Braunkohlelagern mit ausgewaschenen Partikeln und Behandlung dieses Sammelwassers (Absetzen) vor dem Abfluss
	Brandschutz	• Überwachung der Lagerbereiche für Stein- und Braunkohle mit automatischen Systemen, um Feuer durch Selbstentzündung zu erkennen und um Gefahrenstellen zu identifizieren
Kalk und Kalkstein	Staub	• Verwendung von Förderbändern in geschlossener Ausführung, pneumatischer Transfersysteme und Silos mit fachgerecht konstruierter, robuster Förder- und Filtertechnik an den Beförderungs- und Übergangspunkten des Transportsystems, um Staubemission zu vermeiden
Reines Flüssigammoniak	Gesundheits- und Sicherheitsrisiko aufgrund von Ammoniak	• zum Umschlagen und Lagern von reinem flüssigen Ammoniak: Druckbehälter für reines flüssiges Ammoniak >100 m^3 sollte als Doppelwandbehälter gestaltet und unterirdisch angelegt sein; Behälter von 100 m^3 und weniger sollten mittels Glühverfahren gefertigt werden • Vom Sicherheitsstandpunkt aus ist die Benutzung einer Ammoniak-Wasser-Lösung weniger riskant als die Lagerung und Handhabung von reinem flüssigen Ammoniak.

Tabelle 4.65: BVT für das Entladen, Lagern und Umschlagen von Stein- und Braunkohle sowie Zusatzstoffen

4.5.3 Brennstoffvorbehandlung

Zwecks Vorbehandlung von Stein- und Braunkohle wird das Mischen des Brennstoffs als Bestandteil der BVT erachtet, um stabile Feuerungsbedingungen sicherzustellen und somit Spitzenemissionen zu verhindern. Die Brennstoffumstellung beispielsweise von einer Kohlesorte auf eine andere mit besserem Umweltprofil kann gleichfalls als BVT betrachtet werden.

4.5.4 Feuerungen

Für die Verbrennung von Stein- und Braunkohle werden die Staubfeuerung, die Wirbelschichtfeuerung (die stationäre und die zirkulierende ebenso wie die druckaufgeladene) und die Rostfeuerung sämtlich als BVT für neue und vorhandene Anlagen erachtet. Bei neuen Anlagen sollten Rostfeuerung vorzugsweise nur im Bereich unter 100 MW Feuerungswärmeleistung verwendet werden.

Für die Konstruktion neuer Kessel oder für Nachrüstungsprojekte an bestehenden Anlagen sind jene Feuerungssysteme BVT, die einen hohen Kesselwirkungsgrad sicherstellen und die Primärmaßnahmen zur Verminderung von NO_X-Emissionen beinhalten wie beispielsweise Luftstufung und Brennstoffstufung, hochentwickelte Low-NOx-Brenner und/oder Nachbrenner usw. Der Einsatz hoch entwickelter rechnergestützter Steuersysteme mit dem Ziel, durch verbesserte Verbrennungsbedingungen im Kessel zur Emissionsminderung beizutragen, wird auch als BVT betrachtet.

4.5.5 Thermischer Wirkungsgrad

Die besten verfügbaren Optionen zur Verminderung von Treibhausgasen, insbesondere von CO_2 aus stein- und braunkohlebefeuerten Anlagen, sind aus heutiger Sicht die Techniken und betrieblichen Maßnahmen zur Erhöhung des thermischen Wirkungsgrades. Die in der Anlage 10.2 dieses Dokuments beschriebenen Sekundärmaßnahmen zur CO_2-Abscheidung und -Ablagerung befinden sich noch in einem frühen Entwicklungsstadium. Diese Verfahren können künftig verfügbar sein, aber sie können noch nicht als BVT angesehen werden.

Für Kraftwerke gilt als Energieeffizienz der Wärmeverbrauchswert (zugeführte Brennstoffenergie/abgegebene Energie an der Kraftwerksgrenze) und als Kraftwerkswirkungsgrad, der hier als Umkehrung des Wärmeverbrauchswerts betrachtet wird, d.h. erzeugte Energie/zugeführte Brennstoffenergie in Prozent. Die Brennstoffenergie wird als unterer Heizwert gemessen. Durch Anwendung überkritischer Parameter zur Verbesserung des Wirkungsgrads wie z.B. doppelte Zwischenerhitzung und der am weitesten entwickelten Hochtemperaturwerkstoffe sind stein- und braunkohlebefeuerte Kondensationsdampfkraftwerke mit einem Wärmeverbrauchswert von 2,08 (48 %) unter Verwendung direkter Wasserkühlung errichtet worden.

Weil der Bau von Kondensationskraftwerke mit extrem hohem Wirkungsgrad i.d.R. kostenintensiv ist, gelten sie als nicht konkurrenzfähig vom wirtschaftlichen Standpunkt aus. Daher wird davon ausgegangen, dass der Wärmeverbrauchswert und der mit BVT verbundene Wirkungsgradbereich für neue stein- und braunkohlebefeuerte Kondensationskraftwerke (Steinkohlenstaubfeuerung oder Braunkohlenfeuerung in Staubtrockenfeuerungen oder in Staubfeuerungen mit flüssigem Ascheabzug) mit direkter Wasserkühlung (mit einer Kapazität von über 300 MW_{th}) bei Verwendung von überkritischen Dampfparametern im Bereich zwischen 2,3 und 2,2 (43-47 %) liegt. Die Erhöhung der Dampfparameter (überkritischer Dampf)) stellt eine weitere Möglichkeit dar, den Wirkungsgrad zu erhöhen, wenn KWK nicht möglich ist.

Die höchsten Wirkungsgrade werden nur mit äußerst hohen Dampfparametern erreicht, die bei Grundlastanlagen angewandt werden. Höchstlastkraftwerke mit häufigen Anfahrzyklenzyklen müssen für niedrigere Dampfparameter ausgelegt werden, was einen geringeren Wirkungsgrad bewirkt.

KWK-Anlagen (Kraftwärmekopplung) gehören zu den technisch und wirtschaftlich effektivsten Maßnahmen zur Erhöhung der Energieeffizienz (Brennstoffausnutzung) eines Energieversorgungssystems. Kraftwärmekopplung wird daher als die bedeutsamste BVT-Option erachtet, um den CO_2-Anteil zu vermindern, der pro erzeugter Energieeinheit in die Luft emittiert wird. KWK sollte beim Bau jedes neuen Kraftwerks eingesetzt werden, wann immer es ökonomisch machbar ist, d.h. wenn der örtliche Wärmebedarf ausreichend hoch ist, um die Errichtung des kostenintensiveren Kraftwärmekopplungsanlage zu rechtfertigen anstelle der einfacheren Anlagen zur ausschließlichen Erzeugung von Wärme- oder Strom. Da der Bedarf an Wärme im Jahresverlauf schwankt, müssen KWK-Anlagen sehr flexibel sein hinsichtlich des Verhältnisses der erzeugten Wärme zum Strom, und sie sollten auch einen hohen Wirkungsgrad im Teillastbetrieb aufweisen. In diesem Zusammenhang sind auch Anlagen mit Anzapf-Kondensationsturbinen zu erwähnen, deren Wirkungsgrad zwischen den Werten für KWK-Anlagen und für Kondensationskraftwerken liegt.

Der exergetische Wirkungsgrad (siehe auch Unterpunkt 2.7.5) bezüglich der Betriebs einer KWK-Anlage im Rahmen der BVT-Bedingungen wird mit 45 - 55 % bewertet, was einem Wärmeverbrauchswert zwischen 1,3 - 1,1 und einem Energie-(Brennstoff)-Wirkungsgrad von 75 - 90 % entspricht, je nach der speziellen Anlagennutzung. Verglichen mit dem Wärmeverbrauchswert und dem Wirkungsgrad von neuen stein- und braunkohlebefeuerten Kondensationsanlagen zur ausschließlichen Stromerzeugung mit einem Wirkungsgrad zwischen 42-47 % und einem Wärmeverbrauchswert von 2,3, werden die Brennstoffeinsparungen und somit die Verminderung des dabei erzeugten CO_2-Ausstoßes sichtbar.

Es sollte beachtet werden, dass diese BVT-Werte nicht unter allen Betriebsbedingungen erreicht werden. Die Energieeffizienz ist im Auslegungspunkt der Anlage am höchsten. Die tatsächlichen Werte der Energieeffizienz während des Betriebszeitraums der Anlagen können aufgrund der Laständerungen im Betrieb, der Brennstoffqualität usw. niedriger liegen. Die Energieeffizienz hängt auch vom Kühlsystem des Kraftwerks, seiner geografischen Lage (siehe Table 2.3) und vom Energieverbrauch des Abgasreinigungssystems ab.

Bei bestehenden stein- und braunkohlebefeuerten Anlagen können mehrere Techniken zur Nachrüstung und zur Leistungssteigerung benutzt werden, um den thermischen Wirkungsgrad zu erhöhen. Die im Unterpunkt 3.2.6.1 beschriebenen Maßnahmen sollten als Teil der BVT-Optionen berücksichtigt werden, um den Wirkungsgrad der bestehenden Anlagen zu verbessern. Wesentliche Ergebnisse sind durch leistungssteigernde Maßnahmen an alten Kesselanlagen erreicht worden, insbesondere in den neuen Ländern in Mittel- und Osteuropa.

Allgemein müssen die folgenden Maßnahmen zur Erhöhung des Wirkungsgrad in Erwägung gezogen werden:

- Verbrennung: Minimierung der Wärmeeinbuße aufgrund von unverbrannten Gasen und Bestandteilen in festen Abfällen und Verbrennungsrückständen.
- höchst mögliche Druck- und Temperaturwerte für Mitteldruckdampf. Wiederholte Überhitzung des Dampfes, um den elektrischen Wirkungsgrad zu steigern
- größtmöglicher Druckabfall am Niederdruckende der Dampfturbine durch die niedrigste mögliche Temperatur des Kühlwassers (Frischwasserkühlung)
- Minimierung des Wärmeverlustes des Abgases (Nutzung der Restwärme oder Fernwärme)
- Minimierung des mit der Schlacke anfallenden Wärmeverlustes
- Minimierung der Wärmeleitungs- und Wärmestrahlungsverluste durch Dämmung
- Minimierung des Eigenenergieverbrauchs durch geeignete Maßnahmen wie z.B. das Entfernen von Schlackeanbackungen im Verdampfer, größerer Wirkungsgrad der Speisewasserpumpe usw.
- Kesselspeisewasservorwärmung mit Dampf
- Verbesserung der Schaufelgeometrie der Turbinen

Die Spannen der thermischen Wirkungsgrade bei Anwendung der im Kapitel 4.3 zur Verbesserung des Wirkungsgrads untersuchten BVT-Maßnahmen sind in der Tabelle 4.66 zusammengefasst.

Brennstoff	**Kombi-Tech.**	**Thermischer Blockwirkungsgrad (Netto) (%)**	
		neue Anlagen	**Bestehenden Anlagen**
Stein- und Braunkohle	Kraft-Wärme-Kopplung (KWK)	75-90	75-90
Steinkohle	SF (FTA und FFA)	43-47	Die erreichbare Verbesserung des thermischen Wirkungsgrads hängt von der spezifischen Anlage ab, aber ein Wert zwischen 36[1]-40 % oder eine inkrementelle Verbesserung von mehr als 3 %-Punkten kann als die Anwendung der BVT für die bestehenden Anlagen gesehen werden kann.
	WSF	>41	
	DWSF	>42	
Braunkohle	SF (FTA)	42-45	
	WSF	>40	
	DWSF	>42	
1	Die Industrie und ein Mitgliedstaat behaupten, dass bei den bestehenden Anlagen der erzielte Nettoblockwirkungsgrad bei größeren Nachrüstungsprojekten lediglich zwischen 30-40 %. liegt. Sie behaupteten, dass dies von den spezifischen Anlagen- und Brennstoffeigenschaften sowie von den Klima-bedingungen abhängt, wobei die Einbuße des Wirkungsgrads des signifikanten Energiebedarfs der (gewöhnlich nachgerüsteten) Ausrüstung zu Emissionsminderung zu berücksichtigen ist.		

Tabelle 4.66: Spannen des thermischen Wirkungsgrads bei Anwendung der BVT-Maßnahmen

4.5.6 Staub

Zum Entstauben von Abgasen aus stein- und braunkohlebefeuerten neuen und bestehenden Feuerungsanlagen wird die Anwendung eines Elektrofilterss oder eines Gewebefilters als BVT erachtet, wobei der Gewebefilter normalerweise Emissionswerte weit unter 5 mg/Nm^3 aufweist. Ferner werden die besten Werte der Hg-Minderung allgemein durch Emissionsminderungssysteme (z.B. REA + Partikelabscheider) unter Einbeziehung von Gewebefiltern ermöglicht.

Zyklone und and mechanische Sammler allein an sich stellen keine BVT dar, aber sie könne als Vorreinigungsstufe im Abgasweg betrachtet werden.

Eine Zusammenfassung der BVT-Schlussfolgerungen und zugehörigen Emissionswerte wird in der Table 4.67 gezeigt. Bei den zugehörigen Staubwerten wird die Notwendigkeit mit berücksichtigt, den Feinstaub zu vermindern (PM_{10} und $PM_{2.5}$) und die Emission von Schwermetallen zu minimieren (vor allem die Emission des partikelgebundenen Hg), da sie die Tendenz besitzen, sich vorzugsweise an feinere Staubpartikel anzulagern. Bei Feuerungsanlagen von mehr als 100 MW_{th}, , besondern über 300 MW_{th}, sind die Staubwerte geringer, weil die REA-Techniken, die bereits Teil der BVT-Schlussfolgerungen für die Entschwefelung sind, auch den Feinstaub vermindern.

Die mit BVT verbundenen Emissionswerte beruhen auf Tagesmittelwerten unter Normbedingungen mit einem O_2-Bezugswert im Abgas von 6 % und repräsentieren einen typischen Lastzustand. In Zeiträumen, in denen Spitzen gefahren wird, oder in denen die Anlage an- oder heruntergefahren wird, sowie bei Betriebsproblemen der Abgasreinigungssysteme müssen kurze Spitzenwerte, die höher liegen können, berücksichtigt werden.

Leistung (MW_{th})	Staubemissionsniveau (mg/Nm^3)		BVT zum Erreichen dieser Werte	Über-wachung	Anwend-barkeit	Hinweise
	neue An-lagen	bestehende Anlagen				
50-100	5-20(1)	5-30(2)	ESA oder GF	kontinuier-lich	Neue und bestehende Anlagen	• Die Minderungsrate in Verbindung mit der Anwendung eines Elektrofilters wird bei 99,5 % oder darüber gesehen • Die Minderungsrate in Verbindung mit der Anwendung eines Gewebefilters wird bei 99,95 % oder darüber gesehen.
100-300	5-20(3)	5-25(4)	ESA oder GF kombiniert mit REA (nass, ht oder tae) für SF ESA oder GF für ZWSF	kontinuier-lich	Neue und bestehende Anlagen	
>300	5-10(5) 5-20(5)	5-20(6) 5-20(6)	ESA oder GF kombiniert mit REA (nass) für SF ESA oder GF für ZWSF	kontinuier-lich	Neue und bestehende Anlagens	• Die Minderungsrate in Verbindung mit der Anwendung eines Elektrofilters wird bei 99,5 % oder darüber gesehen • Die Minderungsrate in Verbindung mit der Anwendung eines Gewebefilters wird bei 99,95 % oder darüber gesehen • Auch ein Nassabscheider zur Entschwefelung mindert Staubanfall.

Hinweise:
ESA (Elekrtostatischer Abscheider/Filter) **GF** (Gewebefilter) **REA (nass)** (nasse Abgas-Entschwefelung)
REA(ht) (Abgasentschwefelung mittels Sprühtrockenwäscher) **REA(tae)** (Abgas-Entschwefelung mittels Trockensorbens- Eindüsung)
Bei sehr hoher Staubkonzentration im Rohgas, was der Fall sein könnte wenn Braunkohle mit niedrigem Heizwert als Brennstoff benutzt wird, wird davon ausgegangen, dass die Minderungsrate 99,95 % bei Elektrofiltern oder 99.99 % bei Gewebefiltern die BVT-entsprechenden Werte sind anstelle der in dieser Tabelle angegebenen Staubkonzentrationswerte.

1	Die Industrie und ein MS empfahlen 10-50 mg/Nm^3
2	Die Industrie und ein MS empfahlen 20-100 mg/Nm^3
3	Die Industrie und ein MS empfahlen 10-30 mg/Nm^3
4	Die Industrie und ein MS empfahlen 10-100 mg/Nm^3 für Elektrofilter oder Gewebefilter und 10-50 mg/Nm^3 bei der Kombination mit nasser REA
5	Die Industrie und ein MS empfahlen 10-30 mg/Nm^3
6	Die Industrie und ein MS empfahlen 10-100 mg/Nm^3 für Elektrofilter oder Gewebefilter, und 10-50 mg/Nm^3 bei der Kombination mit nasser REA.
	Die von der Industrie gegebene Begründung bei der Empfehlung der obigen Werte ist, dass Aspekte wie z.B. die Brennstoffeigenschaften, die Ascheresistivität, die SO_2-Eingangskonzentration, welche die Notwendigkeit einer REA bestimmen, sowie die wirtschaftlichen Aspekte und die Anforderungen nach einem hohen Netto-Blockwirkungsgrad nicht vollständig berücksichtigt worden sind. Ein Mitgliedstaat unterstützte die Ansicht der Industrie und behauptete, dass bei Einsatz von minderwertiger Braunkohle mit hoher Ascheresistivität und hohem Ascheanfall sogar bei Anwendung von Hochleistungs-Elektrofiltern die erzielte Staubminderung niemals Werte unter den empfohlenen Werten für bestehende Anlagen erreichen werden, bei denen aufgrund der natürlichen Entschwefelung keine nasse REA erforderlich ist,.
1, 2	Ein Vertreter der Industrie bemerkte, dass für kohlebefeuerte Anlagen zwischen 50 und 100 MW die Staubemissionen von unter 30 mg/Nm^3 zu optimistisch sind und keine Toleranz lassen für eine im Betreib auftretende Verschlechterung der Anlage (vor allem Gewebefilter) oder für eine schwankende Abscheidung (besonders bei Elektrofiltern). Ein immer noch strikter, aber mehr praktisch angemessener Staubemissionsgrenzwert ist 50 mg/Nm^3.
5,6	Ein Mitgliedstaat schlug vor, dass der BVT-Wert 10-50 mg/Nm^3 betragen sollte, weil diese Werte mit den Grenzwerten des Mitgliedstaates übereinstimmen. Ihre Abscheideeinrichtungen wurden installiert, um diese Werte einzuhalten. Hinsichtlich neuer Kraftwerke hat der betreffende Mitgliedstaat ein Programm für kohlebefeuerte Anlagen aufgelegt, welches einen Staubemissionswert von 20 mg/Nm^3 vorsieht.

Table 4.67: BVT für Entstaubung von Abgasen aus stein- und braunkohlebefeuerten Anlagen

4.5.7 Schwermetalle

Der mineralische Anteil von Brennstoffen wird je ihrer Herkunft von unterschiedlichen Stoffen gebildet. Alle festen Brennstoffen wie beispielsweise Stein- und Braunkohle weisen Spurenelementen in gewissen Konzentrationen auf, so z.B. von Schwermetallen. Das Verhalten von Schwermetallen im Feuerungsprozess berührt komplexe physikalische und chemische Prozesse. Prinzipiell verdampfen die meisten Schwermetalle im Feuerungsprozess und kondensieren später während des Prozesses auf der Oberfläche von Partikeln (d.h. Flugasche). Die meisten Metalle verfügen bei den Betriebstemperaturen, die in typischen Vorrichtungen zur Verminderung von Luftverschmutzung existieren, über einen ausreichend geringen Dampfdruck, sodass sie auf der Partikeloberfläche kondensieren können. Daher besteht BVT zur Verminderung der Emissionen von Schwermetallen aus dem Abgas von stein- und braunkohlebefeuerten Anlagen darin, einen Hochleistungs-Elektrofilter (Minderungsrate > 99,5 %) oder einen Gewebefilter (Minderungsrate > 99,95 %) zu verwenden.

Quecksilber weist einen hohen Dampfdruck bei typischen Betriebstemperaturen einer Emissionsminderungsvorrichtung auf, und seine Abscheidung in Feinstaubminderungseinrichtungen schwankt stark. Unter Berücksichtigung der Tatsache, dass REA-Sprühtrockner und Kalk/Kalkstein-Nasswäscher als BVT für die Verminderung von SO_2 bei größeren Feuerungsanlagen erachtet werden, werden geringe Hg-Emissionswerte erreicht.

Hinsichtlich der Verminderung und Begrenzung von Hg-Emissionen kann festgestellt werden, dass hochqualitative Kohlesorten einen verhältnismäßig geringen Hg-Gehalt aufweisen und dass die besten Verminderungswerte allgemein mithilfe von Emissionsminderungssystemen erzielt werden, bei denen Gewebefilter und Elektrofilter zur Anwendung kommen. Dabei zeigen Hochleistungs-Elektrofilter eine gute Hg-Abscheidung (Steinkohle) bei Temperaturen von unter 130 ºC. Zudem können einige kombinierte Abgasreinigungssysteme oxidiertes und partikelgebundenes Hg bis zu einem gewissen Maße entfernen. Bei Gewebe- oder Elektrofiltern, die kombiniert mit REA-Techniken arbeiten wie z.B. dem nassen Kalksteinwaschverfahren, dem Sprühtrockenwäscher oder der Trockensorbens-Eindüsung, kann eine durchschnittliche Abscheidungsrate von 75 % (50 % in Elektrofiltern und 50 % in REA) oder 90 % bei zusätzlichem Einsatz der SCR erzielt werden. Die Minderungsrate bei der Feuerung mit subbituminöser Steinkohle oder mit Braunkohle ist bedeutend geringer und liegt zwischen 30-70 %. Die geringen Abscheidegrade von Hg in Anlagen, die mit subbituminöser Steinkohle und mit Braunkohle befeuert werden, werden dem geringen Kohlenstoffgehalt der Flugasche zugeschrieben sowie den relative höheren Mengen von gasförmigem Hg im Abgas aus der Verbrennung dieser Brennstoffe.

Periodische Überwachung von of Hg gilt als BVT. Es wird eine Überwachungsfrequenz von jährlich bis zu jedem dritten Jahr empfehlen, je nach der benutzten Kohlesorte. Die gesamten Hg-Emissionen müssen überwacht werden und nicht nur der partiekelgebundene Anteil.

4.5.8 SO_2-Emissionen

Allgemein gelten bei stein- und braunkohlebefeuerten Anlagen die Entschwefelung (REA) sowie die Verwendung von schwefelarmen Brennstoff als BVT. Allerdings kann die Verwendung von schwefelarmen Brennstoff als ergänzende Technik erfolgen (insbesondere bei Anlagen über 100 MW_{th}), aber allgemein ist sie allein zur Verminderung von SO_2-Emissionen nicht ausreichend.

Eine Unterscheidung zwischen BVT wird entsprechend der Kesseltechnologie vorgenommen: große, mit Stein- und braunkohle betriebene Staubfeuerungen werden wegen der verschiedenartigen technischen Optionen der Entschwefelung getrennt von Wirbelschichtkesseln betrachtet.

Neben dem Einsatz von schwefelarmer Kohle werden die folgenden, als BVT geltenden Techniken für Stein- und Braunkohle einsetzende Staubfeuerungen untersucht: Nasswäscher, Sprühtrockenwäscher und hinsichtlich kleinerer Anlagen unter ca. 250 MW_{th} auch die Trockensorbenseindüsung (d.h. trockene REA mit zugehörigem Gewebefilter). Diese Techniken machen einen Marktanteil von über 90 % der Techniken zur Abgasentschwefelung aus. Die entsprechende Entschwefelungsrate bei Nasswäschern wird mit 85 bis 98 %, bei Sprühtrockenwäschern mit 80 bis 92 % und bei der Trockensorbenseindüsung mit 70 bis 90 % angegeben. Aber es ist nicht notwendig, die Entschwefelungsanlagen auf der Grundlage dieser Werte zu betreiben, falls die auf diese Weise erreichbare SO_2-Emission weit unter den BVT-Emissionwerten liegen würde.

Der Nasswäscher weist auch eine hohe Minderungsrate für HF und HCl (98-99 %) auf. Der entsprechende Emissionswert für beide Schadstoffe unter Verwendung eines Nasswäschers beträgt 1-5 mg/Nm^3. REA-Anlagen mit rotierenden Gas-Gas-Wärmeaustauschern weisen höhere Emissionen auf. Vor allem bei HF ist der Gesamtabscheidegrad geringer als bei SO_2 und HCl.

Ein weiterer Vorteil des Nasswäschers ist seine Leistung in Bezug auf Verminderung von Staub- und Schwermetallemissionen (z.B. Hg). Mit bestehenden Anlagen, bei denen schon ein Nass-REA-System zum Einsatz kommt, können die SO_2-Emissionen durch Optimieren des Strömungsverhaltens im Absorptionsbehälter vermindert werden. Der Nasswäscher ist bei kleineren Anlagen kostenintensiv und wird daher nicht als BVT für Anlagen mit einer Kapazität von unter 100 MW_{th} betrachtet. Andererseits jedoch erzeugen, im Unterschied zu anderen REA-Systemen, Nasswäscher Gips, das ein verkaufsfähiges Produkt zum Einsatz in der Zement- oder Bauindustrie sein kann.

Der Meereswasserwäscher wird als Teil der BVT-Schlussfolgerung betrachtet aufgrund seiner hohen Zuverlässigkeit und weil es ein einfacher Prozess ist, bei dem kein zu behandelnder Schlamm anfällt und keine Nebenprodukte erzeugt werden. Jedoch müssen die örtlichen Bedingungen wie beispielsweise die Meereswasserbedingungen, Gezeitenströme, die Meeresumweltgebung in der Nähe des Wasserausgangs des Wäschers usw. sorgfältig untersucht werden, um jegliche negative Umweltauswirkungen oder ökologische Auswirkungen zu vermeiden. Auswirkungen können sich durch die Verminderung des pH-Wertes in der Umgebung der Kraftwerksanlage sowie durch die Einleitung der übrig bleibenden Metalle (Schwermetalle, insbesondere Hg) und Flugasche ergeben. Das gilt vor allem für Pflanzen in einer Flussmündung.

Im Fall von Hg ist sorgfältig darauf zu achten, dass die EU-Richtlinie 84/156/EWG über den Quecksilberausstoß eingehalten wird. Im Rahmen dieser Richtlinie und aufgrund fehlender EU-Grenzwerte legen die Mitgliedstaaten selbständig Emissionsnormen für Quecksilberausstoß im Einklang mit der vorherigen Richtlinie 76/464/EWG fest. Diese Normen müssen die besten verfügbaren Mittel berücksichtigen und dürfen nicht weniger strikt abgefasst sein als der damit am nächsten vergleichbare Grenzwert im Anhang I der Richtlinie 84/156/EWG. Weiterhin ist dazu ein Überwachungsverfahren erforderlich.

Bei Feuerungsanlagen mit einer Kapazität unter 100 MW_{th} gilt die Anwendung von schwefelarmer Kohle oder die Sorbenseindüsung als BVT.

Andere Techniken für die Entschwefelung, die im Kapitel 3.5 beschrieben werden, z.B. kombinierte Techniken zur Verminderung von NO_X und SO_2, wie Aktivkohle- und DESONOX-Verfahren, können als BVT in Fällen gelten, in denen ortsspezifische Bedingungen den Einsatz dieser Techniken gestattet oder die Investition rechtfertigen.

Als Effekt der natürlichen Entschwefelung durch die Verwendung minderwertiger, schwefelarmer Braunkohle mit hohem alkalischen Aschegehalt lässt sich auch eine SO_2-Minderung bis zu 90 % erreichen, doch führt dies aufgrund der geringen Qualität des Brennstoffs zu hohen Staubemissionen und größeren Mnegen an Verbrennungsrückständen.

Die Verbrennungstemperatur bei der Wirbelschichtfeuerung (WSF) wirkt sich günstig aus auf die Reaktion von Schwefel mit den Kalzium- oder Magnesiumverbindungen, die der Wirbelschicht beigegeben wird. Die Reaktionsprodukte Gips und nicht reagierter Kalkstein werden teils zusammen mit der Bettasche und teils zusammen mit der Flugasche aus dem Elektrofilter oder dem Gewebefilter zusammen mit der Flugasche entfernt. Höhere Ca/S-Anteile sind bei der Wirbelschichtfeuerung (WSF) eher notwendig als bei Nasswäschern oder Sprühtürmen, um eine hohe Abscheidung des Schwefels zu erzielen. Jedoch kann die Wirbelschichtfeuerung selbst mit sehr hohen Ca/S-Anteilen keine derartig hohen Abscheidegrade wie bei Nasswäschern erreichen.

Bessere Entschwefelungswerte als bei Kesseln mit stationärer Wirbelschichtfeuerung werden mithilfe von Kesseln mit zirkulierender Wirbelschichtfeuerung (ZWSF) erreicht. Bei Stein- und Braunkohle ist eine Abscheideeffizienz bis zu 80-95 % möglich in ZWSF-Kesseln mit mäßigen Ca/S-Anteilen (d.h. zwischen 2-4). Wenn der Schwefelgehalt im Brennstoff sich erhöht, geht bei einem vorgegebenen Abscheidegrad (z.B. 90 % Abscheidung) das Ca/S-Verhältnis etwas zurück.Jedoch erhöht sich der tatsächliche Massenstrom des erforderlichen Kalksteins sowie auch die Menge der anfallenden Rückstände. Daher besteht der gegenwärtige Trend zur Feuerung von ZWSF-Anlagen mit schwefelreichen (4-6 % S) Brennstoffen aus einer Kombination von: a) In-situ-Schwefelabscheidung in der Feuerung und b) einer Schwefelabscheidung am kalten Ende. Nach Berücksichtigung aller Aspekte wird die ausschließlich durch Kalksteinzugabe in die Wirbelschicht erzielte Entschwefelung in ZWSF-Anlagen als BVT für schwefelarme Brennstoffe bzw. Brennstoffe mit mäßigem Schwefelgehalt (<1-3 % S) erachtet.

Bei Anlagen mit stationärer Wirbelschichtfeuerung (SWSFs) liegt der entsprechende Entschwefelungsgrad zwischen 55-65 % bei einer ähnlichen Qualität der Stein- und Braunkohle und bei ähnlicher Qualität und ähnlichem Verbrauch an Kalkstein. Wegen der geringfügigen Entschwefelung bei Anlagen mit stationärer Wirbelschichtfeuerung kann die Eindüsung von Kalkstein oder Dolomit nicht als BVT angesehen werden. Bei SWSF-Kesseln, bei denen nur Kohle verbrannt wird, sind die bereits als BVT beschriebenen End-of-pipe-Techniken für Kohlenstaubfeuerungen BVT mit den zugehörigen Emissionsbereichen dieser Techniken.

Die BVT-Schlussfolgerung für die Entschwefelung und die zugehörigen Emissionsbereiche werden in der Tabelle 4.68 zusammengefasst. Die BVT-bezogenen Emissionswerte sind auf Tagesmittelwerte,

Standardbedingungen und auf einen O_2-Gehalt von 6 % bezogen und stellen eine typische Lastsituation dar. In Spitzenlast-, Anfahr- und Abfahrzeiten sowie bei Betriebsproblemen der Abgasreinigungssysteme, sind kurzfristige Spitzenwerte, die auch höher sein könnten, zu beachten.

Leistung (MW_{th})	Feuerungs-technik	SO_2-Emissionswerte bei BVT-Anwendung (mg/Nm^3)		BVT-Optionen zum Erreichen dieser Werte	Anwendbarkeit	Überwachung
		neue Anlagen	bestehende Anlagen			
50-100	Rostfeuerung	200-400	200-400	schwefelarmer Brennstoff oder REA (ht)	Neue und beste-hende Anlagen	kontinuierlich
	SF	200-400(1)	200-400(2)	schwefelarmer Brennstoff REA (ht, tae)	Neue und beste-hende Anlagen	kontinuierlich
	ZWSF und DWSF	150-400(3)	150-400(4)	schwefelarmer Brennstoff Kalkstein-Eindüsung	Neue und beste-hende Anlagen	kontinuierlich
	SWSF	150-400(5)	150-400(6)	schwefelarmer Brennstoff REA (tae) REA (ht)	Neue und beste-hende Anlagen	kontinuierlich
100-300	SF	100-200	100-250(7)	schwefelarmer Brennstoff REA (nass, ht) REA (tae, bis ca. 200 MW_{th}) Meerwasserwäsche Kombi-Techniken für NO_x und SO_2-Minderung	Neue und beste-hende Anlagen	kontinuierlich
	ZWSF und DWSF	100-200	100-250(8)	schwefelarmer Brennstoff Kalkstein-Eindüsung	Neue und beste-hende Anlagen	kontinuierlich
	SWSF	100-200	100-250(9)	schwefelarmer Brennstoff REA (nass, ht)	Neue und beste-hende Anlagen	kontinuierlich
>300	SF	20-150(10)	20-200(11)	schwefelarmer Brennstoff REA (nass) REA (ht) Meerwasserwäsche Kombi-Techniken für NO_x und SO_2-Minderung	Neue und beste-hende Anlagen	kontinuierlich
	ZWSF und DWSF	100-200	100-200(12)	schwefelarmer Brennstoff Kalkstein-Eindüsung	Neue und beste-hende Anlagen	kontinuierlich
	SWSF	20-150	20-200(13)	schwefelarmer Brennstoff REA (nass)	Neue und beste-hende Anlagen	kontinuierlich

Hinweise:
SF (Staubfeuerung) **SWSF** (blasenbildende Wirbelschichtfeuerung)
ZWSF (zirkulierende Wirbelschichtfeuerung) **DWSF** (Druckwirbelschicht-Feuerung)
REA(nass) (Nasse Abgasentschwefelung) **REA(ht)** (Abgasentschwefelung mittels Sprühtrockner)
REA(tae) (Abgasentschwefelung durch Trockensorbens-Eindüsung)

	Gemäß der Industrie sollten folgende Werte gelten:
1-6, 8-9, 12,13	Obergrenze 300 mg/Nm^3
7	Obergrenze 600 mg/Nm^3
10	Obergrenze 200 mg/Nm^3
11	Obergrenze 400 mg/Nm^3
	Diese Werte werden von der Industrie empfohlen, weil dadurch, so wird behauptet, besser berücksichtigt werden: die Brennstoff-eigenschaften; dieEingangs-Konzentration von SO_2, die bei Berücksichtigung des vereinbarten SO_2-Abscheidegrades des Nass-wäschers von 85-98 % die erreichbaren BVT-Werte beeinflusst; der hohe Energieverbrauch eines solchen Nasswäschersystems bezüglich der Anforderungen an den Blocknettowirkungsgrad, und weil eine Optimierung zwischen der Leistung der Emissions-minderungstechnik (untere Emissionswerte) und dem damit verbundenen Energieverlust (energy penalty) erforderlich ist. Ein Mitgliedstaat forderte hauptsächlich dieselben oberen Werte der Emissionen mit Ausnahme von (2), die bei 2000 mg/Nm^3 liegen sollte, und (7), der 1200 mg/Nm^3 betragen sollte. Die Begründung ist, dass einzelne bestehende braunkohlebefeuerte Kraftwerke einen Brennstoff mit hohem Schwefelgehalt einsetzen mit Rohgas-SO_2-Konzentrationen im Bereich von 15000-20000 mg/Nm^3 (trocken und auf 6 % O_2 bezogen). Nur eine hoch entwickelte und große nassarbeitende REA mit einem SO_2-Abscheidegrad von 98 % kann SO_2-Emissionswerte von 300-400 mg/Nm^3, unter trocknen Bedingungen und bezogen auf 6 % O_2, erreichen.
	Ein Mitgliedstaat empfahl die folgenden Emissionswerte bei Anwendung von BVT:
	oberer Wert: 600 mg/Nm^3
	Änderung des Bereichs auf 200-400 mg/Nm^3
7, 8, 9	Die entsprechende Begründung ist, dass diese Emissionswerte den Grenzwerten in den Mitgliedstaaten entsprechen. Hinsichtlich neuer Anlagen hat dieser Mitgliedstaat ein Programm für kohlebefeuerte Anlagen, wobei ein Emissionswert von 200 mg/Nm^3 vorgesehen ist.
11, 12, 13	Ein Vertreter der Industrie erwähnte, dass die Betreiber kleiner kohlebefeuerter Anlagen die Möglichkeit begrüßen, die SO_2-Emissionswerte einzuhalten, indem sie schwefelarme Kohle benutzen. Aber diese Option ist nicht ohne kommerzielle und betriebliche Probleme und sofern es überhaupt eine Option sein soll, muss die SO_2-Emissionsgrenze auf einen Mindestwert von 1000 mg/Nm^3 festgesetzt werden.
1-6	

Tabelle 4.68: BVT zur Vermeidung und Verminderung von Schwefeldioxid aus stein- und braunkohlebefeuerten Anlagen

4.5.9 NO_X-Emissionen

Allgemein wird bezüglich stein- und braunkohlebefeuerter Anlagen die Verminderung von Stickstoffoxiden (NO_X) unter Verwendung kombinierter Primär- und/oder Sekundärmaßnahmen als BVT bezeichnet. Die betreffenden Stickstoffverbindungen sind Stickstoffoxid (NO) und Stickstoffdioxid (NO_2), die gemeinsam unter der Bezeichnung NO_X zusammengefasst werden, sowie DiStickstoffoxid (N_2O). Bei den BVT wird nach der benutzten Kesseltechnologie unterschieden, d.h. ob es sich um Staubfeuerung oder Wirbelschichtfeuerung handelt sowie danach, ob Steinkohle oder Braunkohle als Brennstoff verwendet wird.

Im Hinblick auf kohlestaubbefeuerte Anlagen gilt die Verminderung von NO_X-Emissionen unter Verwendung von Primärmaßnahmen kombiniert mit Sekundärmaßnahmen wie beispielsweise SCR als BVT, wobei der Abscheidegrad des SCR-Systems zwischen 80 und 95 % liegt. Verschiedene Verfahren sind heute zur Regeneration von gebrauchen Katalysatoren verfügbar, wodurch die Lebensdauer von Katalysatoren wesentlich verlängert wird und was folglich die Betriebskosten senkt. Die wirtschaftliche Machbarkeit der Anwendung eines SCR-Systems bei einem bestehenden Kessel ist vorrangig eine Frage der erwarteten Restlebensdauer der Anlage, die nicht unbedingt anhand des Alter der Anlage bestimmt werden kann. Die SCR-Anwendung hat den Nachteil einer 'gleitenden' Ammoniakemission (d.h. Ammoniak-Schlupf). Bei Anwendung von SCR stellt eine Ammoniakkonzentration unter 5mg/Nm^3 den mit BVT verbundenen Emissionswert dar. Mit diesem Wert werden auch Probleme bei der künftigen Nutzung von Flugasche sowie die Geruchsbelästigung durch Abgase in der umgebenden Region vermieden.

Kombinierte Techniken zur Verminderung von NO_X und SO_2, die wie im Kapitel 3.5 beschrieben werden, wie beispielsweise das Aktivkohleverfahren und des DESONOX-Verfahren, sind Bestandteile der BVT-Schlussfolgerung, aber ihre Vorteile, Nachteile und Anwendbarkeit müssen auf einer lokalen Ebene verifiziert werden.

Bei braunkohlestaubbefeuerten Anlagen wird die Kombination aus unterschiedlichen Primärmaßnahmen als BVT bezeichnet. Das bedeutet beispielsweise die Anwendung fortschrittlicher Low-NO_x Brenner kombiniert mit anderen Primärmaßnahmen wie z.B. Abgasrückführung, gestufte Verbrennung (Luftstufung), Brennstoffstufung usw. Die SCR-Technik wird als Bestandteil der BVT zur Verminderung von NO_x-Emissionen erachtet, aber aufgrund der relativ niedrigen NO_X-Emissionen von braunkohlebefeuerten Anlagen verglichen mit steinkohlebefeuerten Anlagen, wird für Braunkohlefeuerungen SCR nicht als BVT im allgemeinen Sinn betrachtet.

Hinsichtlich der Verwendung fortschrittlicher Low-NO_x Brenner bei vorhandenen Kesseln sollte beachtet werden, dass bei älteren Anlagen die Feuerung gewöhnlich so klein wie möglich gebaut worden sind (ausgelegt für hohe Verbrennungintensität). Daher kann die Temperatur in der Feuerung nur in begrenztem Maße gesenkt werden. Zusätzlich erlaubt die Tiefe des Feuerraumes nur bedingt eine etwas größere Flammenlänge als ursprünglich vorgesehen. Bei älteren Feuerungen wird die Anwendung von modernen Drallbrennern, deren Flammen nicht viel länger sind als die der ursprünglichen Brenner, als BVT erachtet.

Die Höhe der alten Feuerungen ist gewöhnlich gering; dies dürfte die Installation einer Luftzufuhr oberhalb des Flammenbereiches (OFA) vereiteln. Auch wenn genug Platz für eine OFA-Vorrichtung besteht, kann die Verweilzeit der Verbrennungsgase im oberen Teil der Feuerung nicht lange genug sein für eine vollständige Verbrennung. Bei den Kesseln, die in den letzten Jahren errichtet wurden, als man besser Bescheid wusste über die die NO_X-Bildung, i.d.R. größere Feuerungen gebaut, und dadurch können niedrigere NO_X-Werte erreicht werden. Die besten Resultate werden erzielt, wenn die Low-NO_x Verbrennung in die Kesselkonstruktion integriert wird, d.h. in neuen Anlagen.

Bei kleinen Anlagen ohne große Lastschwankungen und mit stabiler Brennstoffqualität kann die SNCR-Technik als eine zusätzliche Maßnahme zur weiteren Verminderung von NO_X-Emissionen betrachtet werden.

Bei der Anwendung von Primärmaßnahmen für Steinkohle oder Braunkohle besteht die Tendenz zur unvollständigen Verbrennung mit der Folge eines höheren Anteils unverbrannten Kohlenstoffs in der Flugasche und eines gewissen Ausstoßes an Kohlenstoffmonoxid. Bei guter Gestaltung und Steuerung des Feuerungsprozesses lassen sich diese negativen Auswirkungen meistens vermeiden. Der Anteil von unverbranntem Kohlenstoff in der Asche variiert gemäß dem Brennstoff und liegt gewöhnlich etwas höher als ohne die Primärmaßnahmen. Bei den meisten Nutzungsoptionen für Flugasche liegt der diesbezügliche BVT-Wert von unverbranntem Kohlenstoff in der Asche unter 5 %. Werte von unverbranntem Kohlenstoff unter 5 % sind gewöhnlich erreichbar, bei einigen Kohlesorten jedoch nur auf Kosten von etwas höheren NO_X-Emissionen. Die primären NO_X -Minderungsmaßnahmen beeinflussen auch die gesamte Energieeffizienz des Prozesses. Falls die Verbrennung unvollständig bleibt, ist die Engergieeffizienz geringer. Eine normale Zunahme des unverbrannten Kohlenstoffs aufgrund Low-NO_x Verbrennung hat eine negative Auswirkung von ungefähr 0,1-0,3 % auf den Blockwirkungsgrad.

Bei der Wirbelschichtfeuerung (WSF) vom Stein- und Braunkohle gilt die gestufte Verbrennung (Luftstufung) als BVT. In diesem Fall beginnt die Verbrennung unter stöchiometrischen Bedingungen durch Pyrolyse in der stationären Wirbelschicht oder in dem als stationäres Wirbelbett ausgelegten unteren Teil der zirkulierenden Wirbelschicht. Die restliche Verbrennungsluft wird später stufenweise eingeblasen, um überstöchiometrische Bedingungen zu erzeugen und den Verbrennungsvorgang abzuschließen. In zirkulierenden Wirbelschichten sichert das zirkulierende Material eine gleichmäßige Temperaturverteilung, wodurch die Temperatur in der Feuerung gewöhnlich unter 900 °C bleibt und in hohem Maße die Bildung von thermischem NO_X verhindert. Andererseits begünstigen niedrige Temperaturen die Erzeugung von N_2O und erhöhen den Anteil von unverbranntem Kohlenstoff. Die Option der Wirbelschichtfeuerung stellt somit einen Balanceakt dar zwischen den teilweise gegensätzlichen Anforderungen hinsichtlich der Verminderung von NO_X, N_2O und SO_2 und der Verminderung unverbrannter Kohlenwasserstoffe, CO und Kohlenstoff. In WSF-Kesseln können N_2O-Emissionswerte von 30-150 mg/Nm^3 auftreten entsprechend dem verwendeten Brennstoff (Stein- und Braunkohle).

Oberhalb der stationären Wirbelschicht kann die Verbrennung der Pyrolysegase Temperaturen über 1200 ^oC hinaus erzeugen und dadurch auch die Bildung von thermischem NO_x fördern. Als allgemeine Regel kann die NO_X-Bildung in einer bestimmungsgemäß ausgelegten Wirbelschicht unter der NOx-Bildung gehalten werden, die bei Low-NO_x Brennern erreicht werden.

Die BVT-Schlussfolgerung für die Vermeidung und Verminderung von NO_X-Emissionen und die zugehörigen Emissionswerte werden zusammenfassend in der Tabelle 4.69 veranschaulicht. Die mit BVT verbundenen Emissionswerte stellen Tagesmitelwerte unter typischen Lastsituationen dar, bezogen auf Standardbedingungen und einen O_2-Wert von 6 %. In Spitzenlast-, Anfahr- und Abfahrzeiten sowie bei Betriebsproblemen der Abgasreinigungssysteme, sind kurzfristige Spitzenwerte, die auch höher sein könnten, zu beachten.

Leistung (MW_{th})	Feuerungs-technik	NO_x-Emissionswert bei BVT-Anwendung (mg/Nm^3)		Brennstoff	BVT-Optionen zum Erzielen dieser Werte	Anwendbarkeit	Überwachung
		neue Anlagen	Vorhand. Anlagen				
50-100	Rostfeuerung	200-300	200-300(1)	Stein- und Braunkohle	Pm und/oder SNCR	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
	SF	90-300(2)	90-300(3)	Steinkohle	Kombination von Pm (z.B. Luft- und Brennstoff-Stufung, Low-NOxe Brenner usw.), SNCR oder SCR als Zusatzmaßnahme	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
	SWSF, ZWSF und DWSF	200-300	200-300	Stein- und Braunkohle	Kombination von Pm (z.B. Luft- und Brennstoff-Stufung)	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
	SF	200-450	200-450(3)	Steinkohle	Kombination von Pm (z.B. Luft- und Brennstoff-Stufung)	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
100-300	SF	90(4)-200	90-200(5)	Steinkohle	Kombination von Pm (z.B. Luft- und Brennstoff-Stufung, Low-NOxe Brenner, Nachbrennen etc), kombiniert mit SCR oder Kombi-Techniken	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
	SF	100-200	100-200(6)	Braunkohle	Kombination von Pm (z.B. Luft- und Brennstoff-Stufung, Low-NOxe Brenner, Nachbrennen usw.)	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
	SWSF, ZWSF und DWSF	100-200	100-200(7)	Stein- und Braunkohle	Kombination von Pm (z.B. Luft- und Brennstoff-Stufung), nach Bedarf mit SNCR	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
>300	SF	90-150	90-200(8)	Steinkohle	Kombination von Pm (z.B. Luft- und Brennstoff-Stufung, Low-NOxe Brenner usw.,Nachbrennen usw.), kombiniert mit SCR oder Kombi-Techniken	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
	SF	50-200(9)	50-200(10)	Braunkohle	Kombination von Pm (z.B. Luft- und Brennstoff-Stufung, Low-NOxe Brenner usw.; Nachbrennen , usw.)	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
	SWSF, ZWSF und DWSF	50-150	50-200(11)	Stein- und Braunkohle	Kombination von Pm (z.B. Luft- und Brennstoff-Stufung)	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich

Hinweise:
SF (Staubfeuerung) **SWSF** (blasenbildende Wirbelschichtfeuerung) **ZWSF** (zirkulierende Wirbelschichtfeuerung) **DWSF** (Druckwirbelschicht-Feuerung)
Pm (Primärmaßnahmen zur NO_x -Minderung **SCR** (selektive katalytische NO_x-Minderung) **SNCR** (selective nicht katalytische NO_x-Minderung)
Die Verwendung von Anthrazitkohle kann höhere NO_X-Emissionswerte bewirken wegen der hohen Verbrennungstemperaturen.

2, 6 **3** **4** **5, 7** **9** **10**	Die Industrie und ein Mitgliedstaat schlagen folgende Werte vor: Obergrenze 450 mg/Nm^3 Obergrenze 500 mg/Nm^3 Untergrenze 100 mg/Nm^3 Obergrenze 300 mg/Nm^3 Bereich 100-200 mg/Nm^3 Bereich 100-450 mg/Nm^3 Die Industrie behauptete, ihre vorgeschlagenen Werte berücksichtigen besser das Problem, dass die Anwendung von Primärmaßnahmen durch die Kesselgeometrie und -konfiguration beschränkt wird (Einschränkung bzgl. der Bauhöhe gestatten eventuell keine Nachrüstungsmaßnahmen der Luft- und Brennstoff-Stufung). Ein Mitgliedstaat fügte hinzu, dass bei bestehenden, mit minderwertiger Braunkohle befeuerten Anlagen die erzeugten NO_X-Emissionswerte ziemlich niedrig sind aufgrund einer Feuerungstechnik mit inhärenten Primärmaßnahmen für NO_X-Minderung (Abgasrückführung, Brennstoff- und Luftstufung usw.). Weitere Änderungen zwecks Verbesserung bereits vorgenommener Primärmaßnahmen sind durch die Kesselgeometrie und -konfiguration beschränkt möglich und nicht kostengünstig.
5-7 **8,10,11**	Ein anderer Mitgliedstaat schlug vor, dass der BVT-Wertebereich für bestehende Anlagen wie folgt sein sollte: 100-300 mg/Nm^3 Die Begründung dazu ist, dass diese Werte den Emissionsgrenzwerten des Mitgliedstaats entsprechen. Hinsichtlich neuer Anlagen verfügt der betreffende Mitgliedsstaat über ein Programm für steinkohlebefeuerte Anlagen, in dem ein Emissionswert von 150 mg/Nm^3 vorgesehen ist.
8,10,11	Ein anderer Mitgliedstaat erklärte, man habe die unterschiedlichen Instrumente untersucht, um eine strikte Zielstellung von 150 mg/Nm^3 zu erreichen. Das sei auf kostengünstige Weise durch ein NO_x-Emissionshandelsystem möglich. Um maximale Flexibilität im NO_x-Emissionshandelsystem sicherzustellen, so teilt der Mitgliedstaat mit, dass bei den ältesten Feuerungsanlagen der höchste Wert in dem Bereich (hinsichtlich der BVT-Anwendung) so praktikabel wie möglich festgelegt werden sollte, und er schlug einen Bereich von 100-650 mg/Nm^3 für bestehende Anlagen mit einer Kapazität über 300 MW vor.
1,3	Eine anderer Industrievertreter schlug einen oberen Emissionswert von 400mg/Nm^3 für Anlagen mit einen Kapazität zwischen 50 bis 100 MW vor.

Tabelle 4.69: BVT für die Vermeidung und Verminderung von Stickstoffoxid bei stein- und braunkohlebefeuerten Anlagen

4.5.10 Kohlenmonoxid (CO)

Eine BVT für die Minimierung von CO-Emissionen ist die vollständige Verbrennung beruhend auf einer entsprechenden Feuerraumkonstruktion, mit hocheffektiven Überwachungs- und Prozesssteuerungstechniken sowie Wartung des Feuerungssystem. Wegen der negativen Auswirkung der NO_X-Minderung auf die CO-Werte ist ein optimiertes System zur NO_X-Minderung notwendig, um auch die CO-Werte niedrig zu halten (30-50 mg/Nm^3 bei Staubfeuerung und unter 100 mg/Nm^3 im Fall von WSF). Bei braunkohlebefeuerten Anlagen, bei denen vor allem Primärmaßnahmen zur Verminderung von NO_X-Emissionen als BVT betrachtet werden, können die CO-Werte höher liegen (100-200 mg/Nm^3).

4.5.11 Fluorwasserstoff (HF) und Chlorwasserstoff (HCl)

Bei Feuerungsanlagen gelten der Nasswäscherprozess (insbesondere bei Anlagen mit einer Kapazität von über 100 MW_{th}) und der Sprühtrockner als BVT zur SO_2-Minderung. Diese Techniken ermöglichen auch eine hohe Minderungsrate hinsichtlich HF und HCl (98-99 %). Durch Anwendung des Nasswäschers oder eines Sprühtrockners beträgt der zugehörige Emissionswert für HCl 1-10 mg/Nm^3 und für HF 1-5 mg/Nm^3. Fall keine Abgasentschwefelung angewandt wird, falls beispielsweise Trockenkalk einem Wirbelschichtkessel zugeführt wird, kann der Emissionswert sowohl des HCl als auch des HF viel höher liegen.

Bei erhöhten Messwerten von HF oder HCl im Schornstein könnte das Problem auf einen Schlupf des Rohgases im Rotations-Gas-Gas-Wärmeaustauscher zurückzuführen sein. In diesem Fall strömt das rohe Abgas direkt in den Schornstein, ohne dass der Gehalt an SO_2, HF und HCl gemindert wird. Daher werden moderne Gas-Gas-Wärmeaustauscher als BVTF erachtet. Aus betrieblichen und wirtschaftlichen Gründen jedoch ist ein Ersatz nur in Betracht zu ziehen, wenn der Wärmeaustauscher modifiziert werden muss oder sowieso auszuwechseln ist. Der neue Gas-Gas-Wärmeaustauscher könnte eine Kombination aus einer Wärmeabzugsanlage (Multi-Pipe-Wärmeabzugsanlage) und einem Zwischenüberhitzer sein oder es könnten Wärmerohre angewandt werden. Die beste Option in diesem Fall ist die Abgasableitung durch den Kühlturm. Hierbei ist ein Wiederaufheizen des Abgases nicht notwendig und folglich auch kein Gas-Gas-Wärmeaustauscher. Eine andere Option ist die Verwendung eine hochwertigen Tropfenabscheiders und die Durchleitung des Abgases durch ein säurebeständiges Kaminrohr, wobei die Abgaswiederaufheizung nicht notwendig ist und somit auch kein Gas-Gas-Wärmetauscher.

Weil die Eindüsung von Kalkstein für die zirkulierende Wirbelschichtfeuerung als BVT für die Verminderung von SO_2 anstatt des Nasswäschers bei Staubfeuerung betrachtet wird, liegt der BVT-spezifische Wert von HCl zwischen 15-30 mg/Nm^3.

4.5.12 Ammoniak (NH_3)

Der Nachteil von SNCR- und SCR-Systemen ist die Emission von nicht reagiertem Ammoniak in die Luft (Ammoniak-Schlupf). Der BVT-Wert für die Ammoniakkonzentration ist auf unter 5 mg/Nm^3 festgelegt, um Probleme bei der Nutzung von Flugasche sowie mögliche Geruchsauswirkungen des Abgases in der Umgebung zu vermeiden. Der Ammmoniakschlupf ist oftmals der einschränkende Faktor bei der Nutzung der SNCR-Technik. Um den Ammoniakschlupf mit der SNCR-Technik zu vermeiden, kann eine SCR-Katalysator-Schicht im Vorwärmerbereich des Kessels installiert werden. Da dieser Katalysator den Ammoniakschlupf vermindert, vermindert er auch den entsprechenden NO_X-Anteil.

4.5.13 Wasserverunreinigungen

Es werden unterschiedliche Abwasserströme (siehe Kapitel 1) durch den Betrieb von stein- und braunkohlebefeuerten Anlagen erzeugt. Alle im Kapitel 3.10 beschriebenen Maßnahmen zur Verminderung und Vermeidung von Wasserverunreinigungen werden als BVT erachtet und sind in der folgenden Tabelle zusammengefasst:

Technik	Wichtigster Umweltnutzen	Anwendbarkeit	
		neue Anlagen	Exist. Anlagen
Nasse REA			
Wasserbehandlung durch Flockung, Sedimentation, Filtration, Ionenaus-tausch und Neutralisation	Austrag von Fluorid, Schwermetallen, CSB und Partikeln	BVT	BVT
Ammoniakverminderung durch Luft-Stripping, Abscheiden oder biologischen Abbau	Verminderter Ammoniakgehalt	BVT nur bei hohem Ammoniakgehalt im Abwasser, wegen eines vorgeschalteten SCR/SNCR-Systems einer REA	
Geschlossener Kreislauf	Verminderte Wasserableitung	BVT	BVT
Vermischung von Abwasser mit Kohleasche	Verhinderte Abwasser-ausleitung	BVT	BVT
Schlackespülung und -transport			
Geschlossener Wasserkreislauf durch Filtration oder Sedimentation	Verminderte Abwasserableitung	BVT	BVT
Regenerierung von Wasserentsalzer und Kondensataufbereitern			
Neutralisation und Sedimentation	Verminderte Abwasserableitung	BVT	BVT
Strömungssichten			
Neutralisation		BVT nur bei Alkali-Betrieb	
Waschen von Kesseln, Luftvorwärmern und Abscheidern			
Neutralisation und geschlossener Kreislauf oder Ersatz durch Trocken-reinigungsverfahren	Verminderte Abwasserableitung	BVT	BVT
Oberflächenabfluss			
Sedimentationen oder chemische Behandlung und interne Wiederverwendung	Verminderte Abwasserableitung	BVT	BVT

Tabelle 4.70: BVT für Abwasserbehandlung

Wie im Kapitel 4.5.2 beschrieben wird die Lagerung von Stein- und Braunkohle auf versiegelten Flächen mit Drainage und Drainagesammler als BVT betrachtet. Alles von Oberflächen ablaufende Wasser (Regenwasser) der Lagerbereiche, das Brennstoffpartikel mitspült, sollte vor seiner Ableitung stets aufgefangen und behandelt werden (Absetzen). Der zugehörige BVT-Emissionswert im Abflusswasser wird mit unter 30 mg/l bestimmt.

Es lässt sich nicht verhindern, dass geringe Mengen von mit Öl kontaminiertem (Wasch-) Wasser gelegentlich bei einem Kraftwerk auftreten. Ölabscheiderbrunnen sind allgemein ausreichend, um Umweltschaden zu vermeiden.
Die BVT-Schlussfolgerung für die nassen Entschwefelungsverfahren bezieht sich auf die Anwendung einer Abwasseraufbereitungsanlage. Die Abwasseraufbereitungsanlage besteht aus unterschiedlichen Abschnitten chemischer Behandlungen zum Eliminieren von Schwermetallen und zur Verminderung der ins Wasser gelangenden Feststoffmenge. In der Aufbereitungsanlage erfolgt auch die Einstellung des pH-Wertes, das Abscheiden von Schwermetallen und das Austragen von Feststoffen sowie das Abscheiden aus dem Abwasser. Mit moderner Technologie werden die folgenden Parameter überwacht (wobei nicht alle diese Komponenten ständig überwacht werden müssen): pH, Leitfähigkeit, Temperatur, Feststoffgehalt, Chlorgehalt, Schwermetallkonzentrationen (z.B. As, Cd, Cr, Cu, Hg, Ni, Pb, V, Zn,), Fluorkonzentration und chemischer Sauerstoffbedarf (CSB). Das mittels Filtration und Neutralisation behandelte Abwasser aus einem nassen REA-System enthält noch einen CSB-Anteil, der weiter aufbereitet werden muss. Die Qualität des Abwassers nach der Abwasseraufbereitungsanlage variiert stark, je nach der Brennstoffqualität, dem benutzten Entschwefelungsprozess und der Ausleitung des Abwassers. Dennoch werden die Emissionswerte in Verbindung mit einer BVT-Abwasseraufbereitungsanlage in der Tabelle 4.71 zusammengefasst.

Emissionen in Wasser aus einer Nass-REA-Abwasseraufbereitungsanlage (mg/l)	
Feststoffe	5-30
CSB	<150
Stickstoffverbindungen	<50
Sulfat	1000-2000
Sulfit	0,5-20
Sulfid	<0,2
Fluor	1-30
Cd	<0,05
Cr	<0,5
Cu	<0,5
Hg	0,01-002
Ni	<0,5
Pb	<0,1
Zn	<1

Tabelle 4.71: Mit der Anwendung von BVT verbundene **Emissionswerte einer Abwasseraufbereitungsanlage für nass arbeitende Entschwefelungseinrichtungen als repräsentative Musterwerte von 24-Stunden-Mischproben**

Die anderen Techniken zur Abwasserbehandlung, die im Kapitel 3 beschrieben werden, können allgemein auch als BVT für diesen Sektor betrachtet werden.

4.5.14 Verbrennungsrückstände

Wie im Unterpunkt 4.3.6 dargelegt wurde bereits viel Aufmerksamkeit seitens der Industrie der Nutzung von Verbrennungsrückständen und Nebenprodukten gewidmet anstatt sie lediglich auf Deponien zu verbringen. Die Nutzung und Wiederverwendung ist daher die beste verfügbare Option und hat Priorität. Eine größere Anzahl verschiedener Optionen zur Wiederverwendung von Rückständen und Nebenprodukten von stein- und braunkohlebefeuerten Anlagen wird in der Table 4.2. vorgestellt.

Es gibt Dutzende verschiedener Nutzungsmöglichkeiten für die unterschiedlichen Nebenprodukte. Jede Nutzungsoption erfordert spezifische Qualitätskriterien für die dafür benötigte Asche. Es ist unmöglich, alle diese Kriterien in diesem BVT-Referenzdokument zu behandeln. Die Qualitätskriterien betreffen i.d.R. die strukturellen Ascheeigenschaften und den Gehalt an darin vorhandenen Schadstoffen wie beispielsweise die Menge unverbrannter Kohle in der Asche, die Löslichkeit von Schwermetallen usw.

Die kohlenstoffreiche Asche kann aus den Ascheströmen wieder aufbereitet werden. Dabei erhält man kohlenstoffreiche Asche, die in den Kessel zurückgeführt werden kann, um die im Kohlenstoff enthaltene Energie zu nutzen, sowie eine kohlenstoffärmere Asche, die bezüglich der Optionen einer nützlichen Wiederverwendung weniger Einschränkungen unterliegt.

Das Endprodukt der nassen Entschwefelungsverfahren ist Gips, der ein kommerziell nutzbares Produkt der Anlage ist. Er kann verkauft und anstelle von Naturgips verwendet werden. Schlamm aus Abgasentschwefelungseinrichtungen kann in zulässigen Grenzen in das Endprodukt (Gips) integriert werden. Der Schlamm kann in die Feuerung zurückgeführt werden, wenn Abgasentschwefelungs- und SCR-Techniken verwendet werden. Praktisch wird der meiste in Kraftwerken erzeugte Gips in der Produktion von Gipskartonplatten benutzt. Durch den Reinheitsgrad des Gipses ist die Menge von Kalkstein begrenzt, die dem Prozess beigegeben werden kann.

Das Endprodukt des Halbtrocken-Entschwefelungsverfahrens dient für verschiedene Zwecke im Bauwesen anstelle von natürlichen Mineralien wie beispielsweise beim Straßenbau, für Erdarbeiten zur Kompostierung und Lagerung, für das Auffüllen von Kohleminen und zum Aufschütten von Dämmen in wasserdichter Ausführung.

4.6 Emerging techniques for the combustion of coal and lignite

4.6.1 Pilot plant for a pre-dryer of lignite with low temperature heat

The technology of pre-drying lignite is expected to lead to an increase in the efficiency of lignite plants of about 4 to 5 percentage points, in theory. The aim of the technique is to dry the lignite, which arrives wet directly from the open cast mine, with low temperature heat of about 120 to 150 °C instead of hot flue-gas at 1000 °C. Furthermore, the aim is that the energy required to evaporate the water content of the lignite will be regained by condensing the vapour. Two different processes for this are available:

One, mechanical-thermal dewatering is currently under development. The pilot plant for this process produces 12 t/h of dry lignite at a water content of approximately 22 %. The lignite is heated up and squeezed at 60 bar and 200 °C in order to separate the water. At the end, the hackled lignite is reheated again.

The second process for drying the lignite is already in a later stage of development. It involves drying the lignite in a fluidised bed apparatus with internal utilisation of the waste heat. The steam dissipating from the dryer is separated from its contents of lignite particles by an electrostatic precipitator. Afterwards, it is compacted again by a compressor which works in an open heat pump process, and is finally condensed inside the pipe coils, which are used as heating surfaces in the dryer. The condensation heat is thereby transmitted into the fluidised bed to dry the lignite. Part of the dedusted steam is used to fluidise the lignite, and is fed into the apparatus by a ventilator. A pilot plant of this technology produces 90 t/h of dry lignite at a water content of 12 %. Both processes are shown in the following figure.

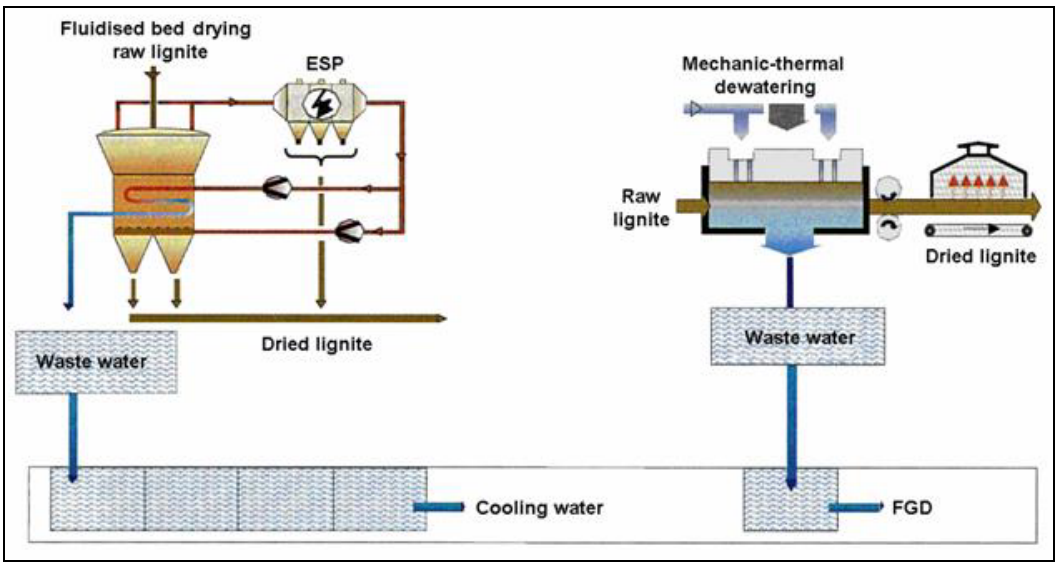


Figure 4.50: Pilot plant for lignite dying
[137, Elsen, et al., 2001]

4.6.2 Simultaneous control of SO_X, NO_X and mercury

The flue-gas treatment system simultaneously captures sulphur and nitrogen oxides, heavy metals, such as mercury, from the burning of fossil fuels. This system is a post-combustion emission control system with higher capture rates of more pollutants while producing saleable co-products. It is under demonstration in the US [189, Caldwell, 2001].

Description of the process

The system is a gas-phase oxidation process to simultaneously capture up to 99 % of the nitrogen and sulphur oxides as well as basic vapours and heavy metals (100 % of mercury). Capture rates of up 99 % SO_x and 98 % NO_X were demonstrated at laboratory level over a wide range of temperatures found in flue-gases. Engineering cost estimates for the construction of a full scale 500 MW power plant installation is 30-50 % lower in capital costs and with 1/6th operating costs compared to limestone/SCR. The main applications are where fossil fuels, such as coal and natural gas, are burned for the generation of electrical power. Other applications are found with smelters, municipal incinerators, industrial boilers.

Advantages of the system

- high simultaneous SO_x and NO_X capture rates to 99 %
- heavy metals such as mercury and other metallic species will be captured
- produces saleable co-products
- does not use limestone/lime
- does not contribute to CO_2 emissions
- does not use catalysts to produce hazardous waste
- the reagent is recycled
- uses proven co-product technologies
- it can be retrofitted on most plants
- projected lower capital costs and lower operating costs than conventional technologies.

5 COMBUSTION TECHNIQUES FOR BIOMASS AND PEAT

5.1 Applied processes and techniques

5.1.1 Unloading, storage and handling of biomass and peat

The approach to fuel transportation, unloading, storing, and the handling of biomass and peat is different from that of coal for several reasons. Peat in particular is reactive and can self-ignite or decompose if kept in storage for a long time. Typically only a few days consumption of peat is actually stored at the power plant site. Peat is usually stored, even for periods of years, in stockpiles in the production area.

5.1.1.1 Transport and handling of biomass and peat

Peat and wood fuel is transported by articulated lorries, trailers, rail or, for even shorter distances, by tractor-trailers. Peat has many characteristics which put special demands on the handling and transporting equipment. These include:

- relatively low calorific value
- low density
- tendency to freeze (due to the high moisture content)
- risk of spontaneous combustion
- bridging
- dust-raising propensity
- often considerable contamination with wood and stones.

The impact of peat transportation depends on the method of transport and the distance. The environmental impact from rail transportation is of minor importance, as only some noise will be generated. Road transportation causes noise and results in vehicle emissions. Life cycle analyses carried out, however, show that the emissions from peat production and transportation are of minor importance compared to the emissions from combustion.

At the fuel receiving station of the power plant, peat is usually unloaded to the screens, where it is either mixed with other fuels such as biomass or fed directly to the boiler house. Any large stones or pieces of wood must be screened out from the peat. After unloading at the power plant, peat and wood pass through screens and shredders to the storage. The screened wood can be added back to the fuel after it has been crushed. A typical fuel handling system (co-combustion of peat, wood and coal) is presented in Figure 5.1.

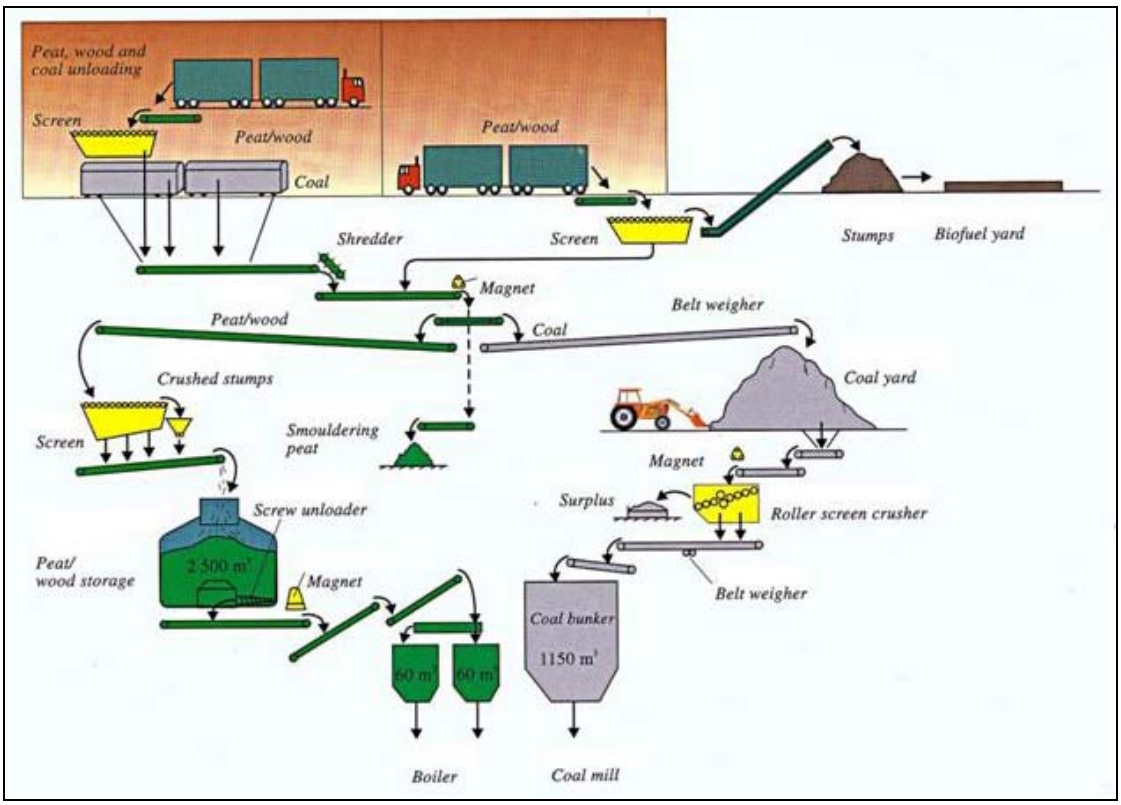


Figure 5.1: Peat, wood and coal handling system
[58, Eurelectric, 2001]

Closed silos and storage areas with dedusting devices are necessary when storing fine dusty biomass. Chips and bark are stored for longer periods in open stockpiles, with covered storage reserved for the screened and crushed fuel that is to be used for daily use.

Fuel is normally transferred from the stockpile/silos to the boiler using belt conveyors. Dust generated during peat unloading and handling can cause local harm in the plant area. Closed conveyors can be used to reduce the impact of any dusty material.

A major hazard of peat-fired power plants is the risk of fire and explosion. Dry peat ignites very easily even before it reaches the boiler; either on the peat conveyors, or even in the articulated lorry transporting the peat. It is, therefore, a general safety rule that the moisture content of peat must be at least 40 % during transport to the plant. This eliminates the raising of fugitive dust out of the fuel and reduces the speeding of fire in cases of self-ignition.

5.1.1.2 Transport and handling of straw

The approach to the transportation, unloading and storing of straw is different from that of coal, biomass and peat. The handling of straw for large CHP plants is almost solely based on bales, each weighing approximately 400-700 kg. Trucks carrying 20 or 24 bales transport the bales from the fields or farmers' storage area to the plant. The trucks are unloaded by a specialised overhead crane, whilst simultaneously performing a quality check (weight and moisture) of the straw. The data from the quality checks are stored on a central logistics computer. The straw batches (10 or 12 bales per batch) are either transferred to a vacant position in the straw storage area or they are transferred directly to the processing equipment. The storage is mostly fully automated and designed to hold about 2-3 days full load capacity of the boiler.

5.1.2 Pretreatment of biomass and peat

The moisture content of peat and wood fuel is high. The drying of biomass and peat can be done safely with regard to the fuel feeding system so no storage of dried fuel is needed. Steam dryers are safe and have low environmental impacts. They offer advantages when connected to the steam cycle, particularly in CHP production, where the drying energy can be fully regenerated to heating. However, despite the efficiency benefits, regenerative fuel drying systems have seldom proved economically attractive.

Another method used to be based on drying with flue-gas, which was subsequently fed to the stack. One problem, however, was the possible generation of organic emissions, such as wax and aromatic compounds. These can create problems, as wax sticks to the flue-gas channels and creates a potential fire risk in the electrostatic precipitator, and aromatic compounds smell and can lead to an odour nuisance to neighbours.

In several cases, presses are used to remove the moisture from bark fuels to reach a higher efficiency of the plant. However, unless the press is maintained and operated properly to reduce moisture levels to below 50 % or so, then the detriment of these pretreatment techniques (high BOD releases to water and high energy use and maintenance) offset the gains in combustion efficiency that can be expected from the pretreatment.

The straw bales are transported from the storage area by a crane and tier conveyors, and are shredded before being fed into the boiler furnace.

It is beneficial to keep straw on the fields about a month or so after harvesting, because rainfall decreases the amount of water-soluble alkalis in the straw ash. These alkalis are harmful to the combustion conditions as they lower the ash-melting temperature, which then increases the sintering risk of the fluidised bed and fouls the boiler. The amount of water-soluble alkalis present greatly influences the corrosion rate of the superheaters. Rain also recycles water-soluble alkalis back to the soil for the growth of the new crops. Apart from the natural drying of straw on the fields, no other drying of straw is relevant.

5.1.3 Special aspects in combustion and gasification of biomass and peat

5.1.3.1 Grate firing

Grate firing is the oldest firing principle used in boilers. It was the most popular firing system in small boilers until the beginning of the 1980s, when fluidised bed combustion started to become more popular, largely replacing grate firing. Today, most new solid fuel-fired boilers with a fuel input of over 5 MW are fluidised bed boilers. However, grate firing in this size range is somewhat more popular in some countries (e.g. Sweden, Denmark) and with some special fuels (e.g. wood pellets, straw, plywood and chipboard waste, and domestic waste). Today, grates and stokers are used only infrequently at large combustion plants with a fuel input in excess of 50 MW.

The combustion process in grate firing is not as well controlled as it is in pulverised fuel burners or in fluidised beds. The combustion chemistry and the temperature can vary even for the same kind of fuel particles, depending on their location on the grate. On a grate, all fuels will first be dried then pyrolysed and, finally, the char is burned on the grate. The pyrolysing share of fuel energy can be about 80 % with biofuels. Modern grate firing control guarantees an optimal burning air supply and, therefore, a low content of unburned components in the exhaust gases.

The typical operating principle in the grate firing of coal differs from biofuels. Sloped grates are typically used for biofuels. They can be static or mechanically activated. If travelling grates are used, a homogeneous layer is fed on to it. As an alternative, the fuel can also be fed onto the grate by a so-called spreader located on the furnace wall (**spreader-stoker system**). The spreader throws the fuel on the grate against the direction of the grate movement. Thus the longest burning time can be achieved for the largest particles, because they are thrown over a longer distance close to the entry of the travelling grate.

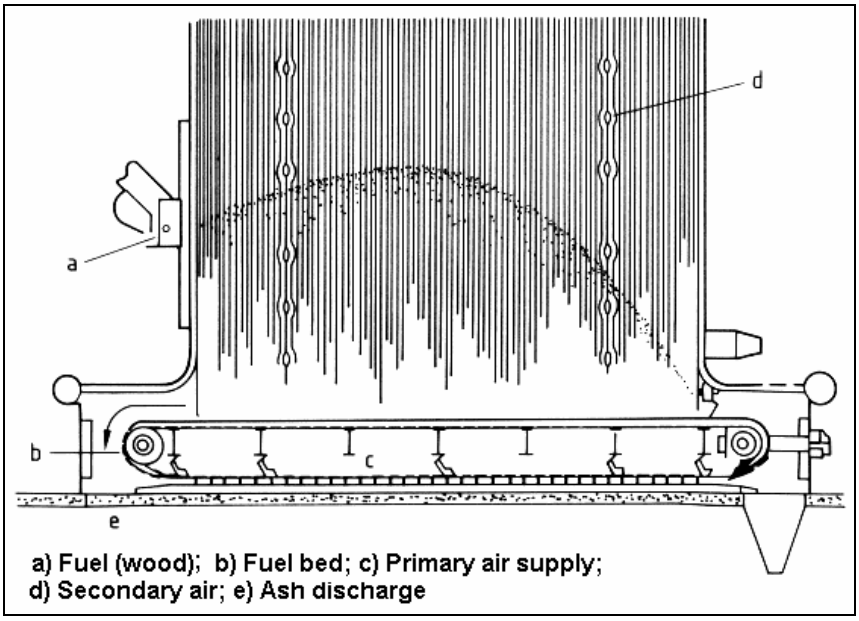


Figure 5.2: Spreader-stoker grate firing for solid fuels
[79, Bell and Chiu, 2000]

5.1.3.2 Combustion for straw

For the co-firing of straw with coal, a number of conversion technologies are possible, but if straw is utilised as the only fuel, the grate firing technology is the most commonly used solution. This is mainly due to the slagging/sintering tendency of straw. By taking some special precautions, such as the use of special bed material or additives, FBC plants have also been used for straw firing.

Normally a vibrating water-cooled grate is used, and the steam temperatures have to be kept below approximately 500 °C to keep corrosion within acceptable limits. The superheaters need to be designed with very large spacing, due to the formation of deposits. The hottest superheaters are not cleaned with sootblowers, as the deposits on the surface create a protective layer against corrosion.

5.1.3.3 Pulverised peat firing

In the late 1970s, pulverised firing proved to be the most mature of all combustion technologies, because it was standard technology with coal. Most large peat-fired power plants in the 1970s and in the first half of the 1980s, were based on boilers with pulverised firing. Pulverised firing of reactive fuels such as peat, however, proved to be problematic because of difficulties in the drying systems. One disadvantage was also the need for support fuel, due to the changes in fuel quality. Late in the 1980s, the need for emission control made the situation even worse.

Pulverised combustion is rarely used for wood residues. The plants are almost always too small for pulverised combustion to be feasible [60, Alakangas, 1998]. However, a few plants still grind wood pellets and use pulverised firing.

Sulphur reduction in the furnace can be implemented by limestone or dolomite injection, but the method is very inefficient and uneconomical. It is even possible that chlorine corrosion is increased by these adsorbents. The principle is the same as the method used in fluidised bed combustion, but the limiting factors are the lower suspension density and sintering effects caused by the higher furnace temperature than that in fluidised bed combustion.

5.1.3.4 Fluidised bed combustion

Two main types of fluidised bed combustion (FBC) boilers exist-bubbling (BFBC) and circulating (CFBC). Fluidised bed combustion is mainly used for industrial applications where different solid fuels such as coal, lignite, peat and particularly biomass are burned. In Finland, BFBC boilers are more popular for the combustion of biomass and peat, especially in small sized boilers and in industry where good availability is important. CFBC boilers are more common in larger plants where coal firing ability is important. In Sweden, CFBC boilers are the most poular boilers today.

Bubbling fluidised bed combustion (BFBC) is a modern combustion technology especially suited for burning inhomogeneous biofuels. BFBC consists of a 0.5-1.5 m high bed on a fluidising air distribution plate. The fluidising velocity is about 1 m/s. The density of the bubbling bed is about 1000 kg/m^3. Typical bed materials used are sand, ash, fuel, dolomite, limestone, etc. The particle size distribution in the fluidising bed material is typically within 0.5-1.5 mm, as smaller particles are carried out with the fluidising gas flow, and larger particles sink onto the distribution plate.

Circulating fluidised bed combustion (CFBC) differs from BFBC in two ways. The bed material particle size is smaller, i.e. 0.1-0.6 mm, and the fluidising velocity is faster, i.e. 4-6 m/s. These changes affect the fluidising conditions so that part of the bed material is carried out from the bed, transiting through the furnace to the second pass of the boiler. These particles exiting the furnace are separated from the flue-gas flow by a cyclone or by other separation methods, such as U beams, and recirculated back to the fluidised bed. The separation can be carried out in the middle of the second pass and, in part, also at the outlet of the boiler pass, where electrostatic precipitators and fabric filters can also be used.

In the 1980s, FBC technology took over the peat- and wood-firing market from pulverised- and grate-firing, so that now FBC is mainly used in new plants. These boilers typically have a fuel input of less than 200 MW, and they produce both electricity and heat to local industry or to the district heating system. The peat-fired boilers are usually also designed to combust other low calorific fuels, and sometimes coal. Heavy oil is commonly used as an auxiliary start-up fuel.

In addition, many of the older steam generators with pulverised peat burners with associated peat dryers have been rebuilt to use FBC.

FBC is tolerant for fuel quality changes and there is no need for fuel drying and pulverising.

SO_2 and NO_X control in fluidised bed combustion

When a fuel containing sulphur is combusted, sulphur dioxide and sulphur trioxide are generated. In a circulating fluidised bed, sulphur oxides can be captured by using dolomite or limestone as bed material. Dolomite, or limestone, is calcined in the bed by the influence of heat, and the calcined lime then reacts with sulphur oxides to form calcium sulphate. A 90 % reduction is only possible with sulphur-rich fuels. The bed temperature in CFB (850 ºC) is optimal for calcium-based sulphur recovery.

In a bubbling bed, the combustion mainly occurs in the freeboard zone, and the dense suspension only exists in the bubbling bed. Therefore, the efficiency of sulphur recovery is much lower in the BFBC than in the CFBC. The reduction efficiency in the BFBC is typically 30 - 40 %. A higher efficiency requires high Ca/S mole ratios of up to 10.

The formation of thermal NO_X is avoided in fluidised bed combustion because of the low combustion temperature. Low NO_X combustion is also enhanced in fluidised bed boilers by staging the combustion air. The staging in the CFBC is always quite strong because of the poor horizontal mixing of gases over a dense suspension area. The dense suspension suppresses the turbulence, and the combustion zone of volatile fuel components spreads upwards from the feeding point.

Fuel nitrogen can also form nitrous oxide (N_2O). The share of fuel nitrogen that forms nitrous oxide decreases to an insignificant value if the bed temperature is increased to over 950 ºC. On the other hand, a high combustion temperature can cause an increase in the emissions of nitrogen oxides (NO and NO_2). In the BFBC, the risk of nitrous oxide emissions can be more easily avoided, as the temperature in the freeboard can be kept much higher than 950 ºC.

Strong staging of combustion air can also be implemented in the BFBC. The low NO_X technology of the BFBC is still developing, and different boiler companies have different reduction rates.

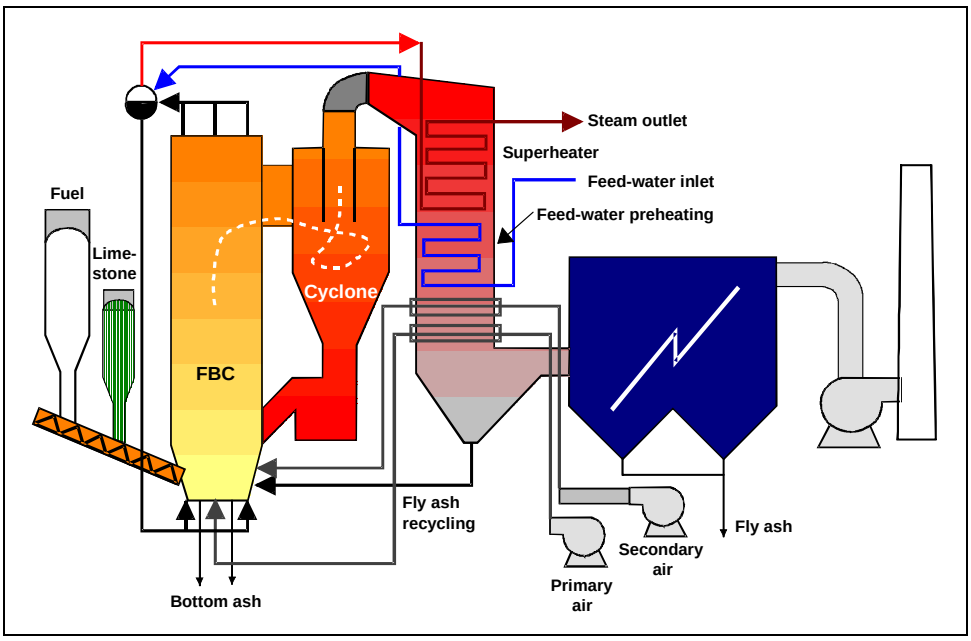


Figure 5.3: Circulating fluidised bed boiler
[59, Finnish LCP WG, 2000]

5.1.3.5 Gasification of biomass

Atmospheric CFB gasification (ACFBG) is a process where solid fuel is converted to combustible gas by partial oxidation. Air is used to fluidise the bed in the CFB reactor, and simultaneously, to oxidise part of the fuel to gas at an elevated temperature.

The atmospheric CFB gasifier (Figure 5.4) consists of a reactor where the gasification process takes place, a cyclone to separate the circulating bed material from the gas, and a return pipe for returning the circulating material to the bottom part of the reactor. After the cyclone, hot product gas flows into the air preheater which is located below the cyclone. The gasification air, blown with the high pressure air fan, is fed to the bottom of the reactor via an air distribution grid. The fuel is fed into the lower part of the gasifier at a certain height above the air distribution grid.

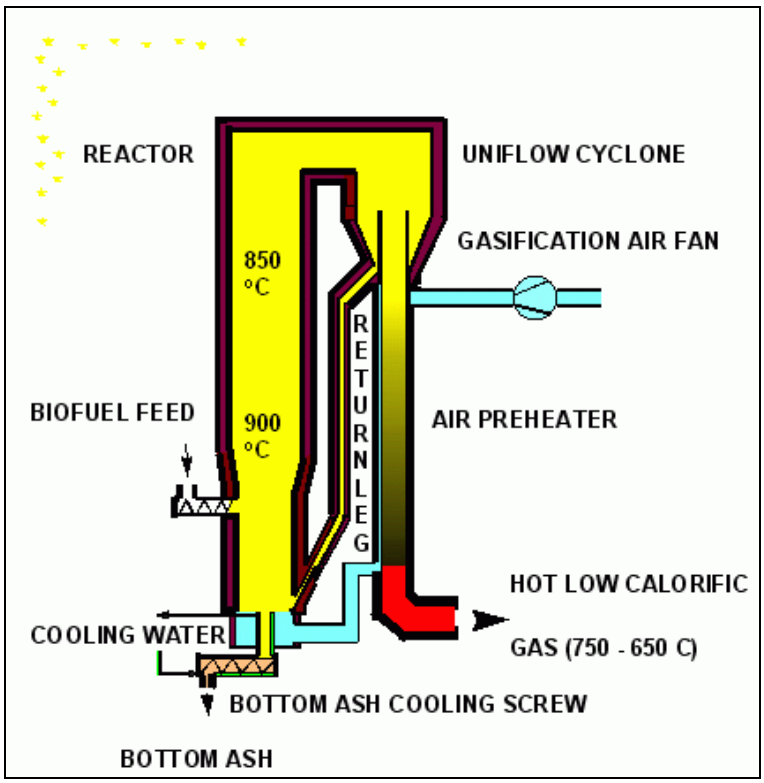


Figure 5.4:Foster and Wheeler gasifier
[192, TWG, 2003]

The operating temperature in the reactor is typically 800-1000 °C depending on the fuel and the application. When entering the reactor, the fuel particles dry rapidly and the first primary stage of the reaction, pyrolysis, occurs. During these reactions, fuel converts to gases, charcoal, and tars. Part of the charcoal flows to the bottom of the bed and is oxidised to CO and CO_2, generating heat. After this, as these aforementioned products flow upwards in the reactor, a secondary stage of reactions take place. From these reactions, a combustible gas is produced, which then enters the cyclone and escapes the system together with some fine dust. Most of the solids in the system are separated in the cyclone and returned to the lower part of the gasifier reactor. These solids contain char, which is combusted with the fluidising air that is introduced through the grid nozzles to fluidise the bed. This combustion process generates the heat required for the pyrolysis process and subsequently, mostly endothermic reactions. The circulating bed material serves as a heat carrier and stabilises the temperatures in the process. The coarse ash accumulates in the gasifier and is removed from the bottom of the gasifier

Fluidised beds are, however, quite sensitive to the low softening temperature of biofuel ash. The reducing atmosphere inside the gasifier further decreases the softening temperature of ash. This limits the gasification temperature from above. From below, the gasification temperature is limited because of incomplete gasification, i.e. the increase in tar compounds in the product gas. Tar is harmful to scrubbers when it condenses there. Tar can generate coke in the filters if high temperature dust removal is adopted. Therefore, the technical operating temperature window of biofuel gasification is quite limited, and it can be a big economic drawback in new power plant investments, compared to the conventional power plant technology.

5.1.3.6 Co-generation (CHP)

Co-generation power plants are economically feasible for much smaller plant sizes than condensing power plants. They are also particularly suitable for peat and biomass combustion. With a smaller plant, the peat and biomass fuel can be collected over a smaller area, which helps to keep down the costs and the environmental impact of fuel transport, usually a major cost item in peat and biomass.

Peat and biomass are nowadays mainly used in combined heat and power production due to the fact that the fuel utilisation is high. This is likely to continue. In 1998, about 75 % of the peat fuel in large combustion plants in Finland, for instance, was used in CHP production; the corresponding figure for biomass was 85 %. In Ireland peat is, however, used only for electricity production.

5.1.3.7 Co-firing of biomass and fossil fuels

One of the primary goals and achievements of the co-firing of biomass, for instance together with peat or coal, was the reduction of SO_2 and CO_2 emissions. Due to the replacement of primary fossil fuel, the emission of 'fossil CO_2' decreases, because combustion of biomass is considered to be CO_2 neutral (CO_2 emission from combustion of biomass is fixed again when new biomass grows). CO_2 reduction generally is the argument in favour of the co-combustion of biomass, even though emissions into the air of other components might increase somewhat.

In many cases, the amounts of biomass available at a reasonable cost in any one location is too small to make a power plant based only on biomass economically feasible. The economics of using these locally available fuels may improve considerably if they can be co-fired with a commercial fuel at an existing power plant. However, there are considerable technical and environmental restrictions on fuels that can be co-fired. The co-firing of biomass has been successfully applied at many Finnish FBC power plants, where the main fuel is peat, coal, or wood residue from the pulp and paper industry.

The use of peat also promotes the use of wood and enables the use of more expensive fuels. Due to its characteristics, peat is applicable for co-firing with wood. Technically, it would be more difficult to use only wood fuel in existing plants because of corrosion and fouling problems. The ability to burn peat also assures continuous fuel supply in areas where the availability of wood fuel is insufficient for the fuel demand.

Another approach has to be taken when the local fuel cannot, for technical reasons, be burned together with the commercial main fuel. In this case, a dedicated combustion facility is constructed for the local fuel in connection with the larger power plant. In Denmark, several separate combustion facilities for straw combustion have been constructed in connection with coal- or gas-fired large combustion plants. The gasification of biomass and waste fuels has been demonstrated at a Finnish and an Austrian power plant.

The fluidised bed combustion (FBC) process provides excellent conditions for burning a wide variety of different fuels efficiently with low emissions. The co-combustion of biomass with coal is also an effective way to reduce specific SO_2 emissions.

The CFBC boiler process can be designed to be a multi-fuel boiler, i.e. full capacity can be reached with coal fuels alone, with combined firing or with biomass alone. In the co-combustion of coal and biomass there are separate, independent fuel feeding systems due to the different kinds of fuel handling. These are also needed to ensure flexible and smooth operation in all possible fuel combinations.

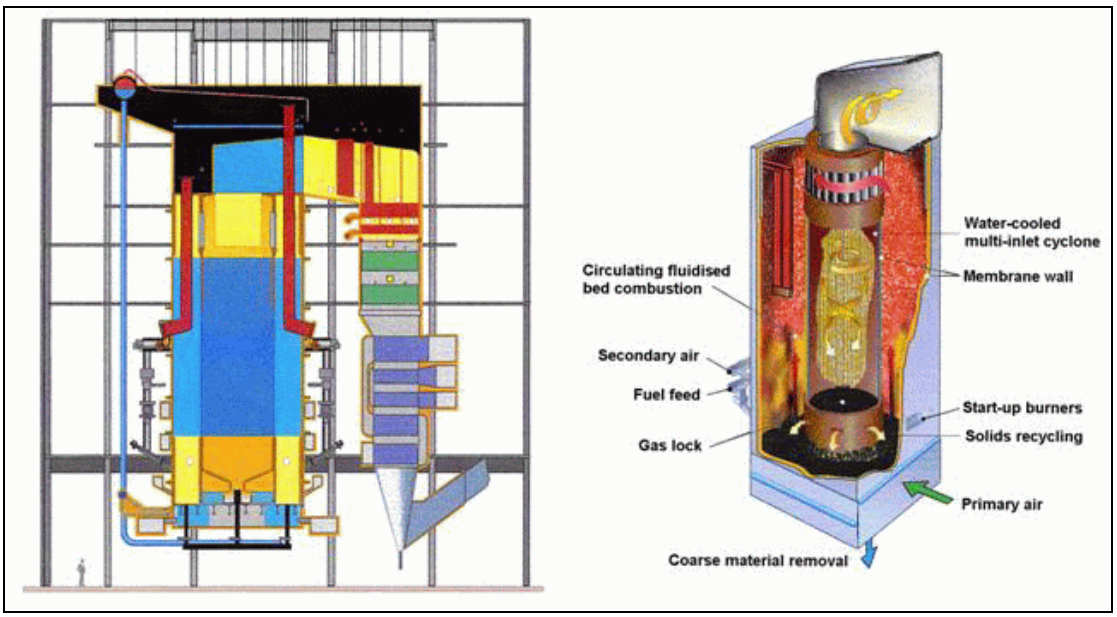


Figure 5.5: Industrial CFB boiler with multi inlet cyclone applied for co-firing [103, Kvaerner Pulping Oy, 2001]

In the bubbling fluidised bed (BFB) process, the fluidising velocity is reduced and there is no return of fines by means of a cyclone system. The BFB process is a highly feasible application for biomass firing.

Low NO_X emissions in the fluidised bed process result from low furnace temperatures added by staged air feeding (typically below 200 mg/Nm^3). For further NO_X reduction, an ammonia injection (SNCR) system can be easily installed (which can achieve emission levels down to, or below, 100 mg/Nm^3, at dry 6 % O_2). SO_x emissions are controlled by limestone injection into the furnace where the conditions for desulphurisation are favourable. The co-combustion of biofuel with coal will further reduce SO_2 emissions and limestone consumption. In coal-biomass co-combustion, all primary emissions are low and specific CO_2 emissions are reduced in proportion to the biomass fuel input.

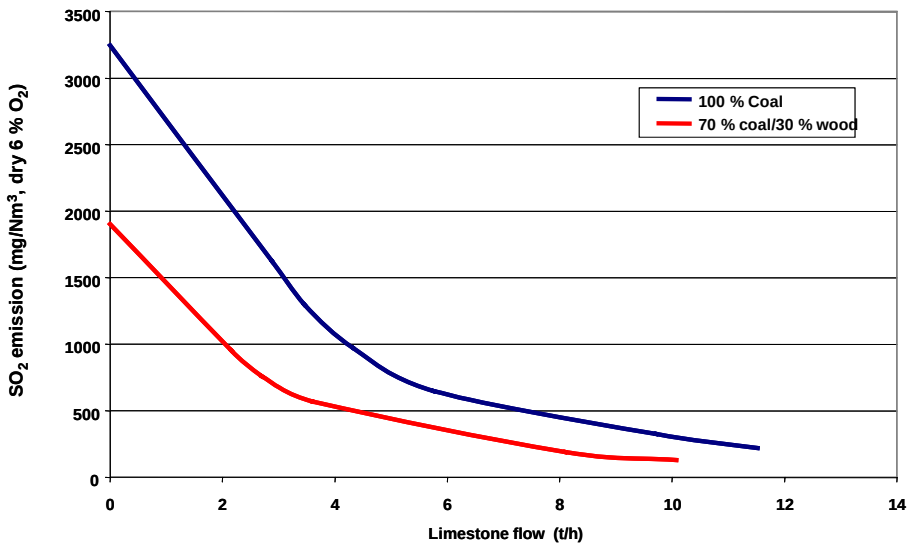


Figure 5.6: The effect of biomass co-combustion on SO_2 emissions (500 MW_{th}, 1.2 % S in coal) [103, Kvaerner Pulping Oy, 2001]

Some experiences with the co-combustion of biomass and other fuels, mainly coal and lignite are presented below:

1. Up to 20 % wood has been co-fired in a power plant in Denmark. This is a front-fired boiler with natural circulation and a capacity of 125 MW_e. Pulverised wood was burned in two specially adapted burners. No negative effects were noticed and it was expected that higher co-firing percentages should be possible. The NO_X emission dropped by 35 %. Straw and to a lesser extent, wood from energy crops (willow) are the most important biomass fuels in Denmark. The high potassium chloride content of straw is a well-known cause of severe slagging and corrosion problems.
2. Tests have been performed with straw in a Danish power plant (150 MW_e). Up to 25 % co-firing was tested in campaigns varying from four weeks to four months. The main conclusions were:

   - NO_X and SO_2 emissions decreased, HCl- and dust-emissions increased
   - a small increase in corrosion rate of the superheater was noticed. The total duration of the tests was too short to quantify this (it was estimated that there would have been a 50 % increase with a 10 % co-firing proportion)
   - when more than 10 % straw is co-fired, the alkali content of the fly ash exceeds the limit for application in cement. For application in concrete, this value is above 20 % co-firing
   - $deNO_X$ catalyst samples exposed to the flue-gas show a quick decrease in activity.

3. Biomass briquettes are co-fired in a lignite-fired power plant in Germany (280 MW_e). There are no problems when firing amounts of up to 10 % (mass based).
4. Up to 7 % (mass based) pressed olive stones (wood from pressed olive stones) was co-combusted in a power plant (Greece), consisting of three lignite-fired units with a total installed capacity of 550 MW for a period of about six months. Special characteristics of the pressed olive stone compared to the raw lignite were: its much higher calorific value, the remarkable lower moisture and ash content and its higher content of volatile matter. As far as the ash composition is concerned, much higher alkali metal oxide concentration and lower percentages of silica and alumina compounds have been featured, resulting in the lowering of melting temperatures. The experiments showed no changes in steam operating parameters (mass flow, temperature and pressure), slagging, and the content of unburned fuel in the ash. Due to the significantly lower sulphur content of the pressed olive-stone, SO_2 emissions were reduced.
5. Co-combustion of biomass in pulverised coal-fired boilers in the Netherlands is performed at 3 % on a thermal basis. In some plants, the biomass is pulverised together with the coal. References with separate milling and with gasification of waste wood are described in parts of the Section 8.1.3. Initiatives to work at higher amounts are under development.
6. Wood has been co-fired in a US power plant. The wood is ground in separate mills and fed to the lowest row of burners. Up to 10 % co-firing gave hardly any problems apart from a high unburned carbon content in the bottom ash (smouldering heaps of wood were visible in the bottom ash discharge).
7. In another US power plant, up to 5 % wood was co-fired. The wood was ground together with the coal. This was the limiting factor due to a lack of spare milling capacity. The influences on boiler operation and efficiency were reported to be negligible.
8. A one-off amount of 124 tonnes of wood was co-fired in a 100 MW_e power plant in Georgia (US). This consisted of a mixture of sawdust and tree lopping. The co-firing percentage varied between 9.7-13.5 % of the normally fired coal. In order to maintain boiler efficiency good burn-out was achieved by operating a sufficiently high excess air level (4.2 % O_2 at the economiser). As the heat distribution in the boiler changed, the superheater temperature decreased.

9. In a 54 MW_e power plant (Georgia, US), a short test was performed with up to 40 % (energy basis) wood co-firing. The boiler was only slightly modified. Natural gas was also co-fired at full loads to obtain a stable flame (36 % wood, 17 % gas, and 47 % coal). The boiler efficiency decreased due to the moisture content of the wood and due to the unburned carbon in the ash.

5.1.4 Flue-gas cleaning

5.1.4.1 Control of emissions from grate firing

When burning biomass (e.g. wood, straw, etc.) or peat in grate combustion systems, most of the ash is left on the grate and collected as bottom ash. Only a small quantity of ash leaves the furnace as fly ash and must be collected in the dust reduction devices.

5.1.4.1.1 Dust abatement

For dust abatement from grate-fired combustion plants, both ESPs and fabric filters are currently applied, with the fabric filter being more commonly applied.

5.1.4.1.2 Abatement of SO_2 emissions

Sulphur removal on the grate is not possible because of the minimal contact time between the sulphur oxides and the reactive alkali fed onto the grate. Limestone injection into the furnace is possible, but it is not efficient. At smaller grate-fired power plants using biomass and peat the sulphur content of the fuel is low or often moderate. Therefore, emissions are frequently so low that no desulphurisation is needed.

With higher sulphur content peat, dry injection processes are usually applied. The injection of calcium hydroxide in a dry form before the baghouse can achieve a high enough reduction. In the furnace, limestone injection together with a calcium oxide activation scrubber, is also quite effective in some cases. These measures also remove other harmful emissions, such as HCl.

5.1.4.1.3 Unburned carbon in ash

Regarding the content of unburned carbon in ash for grate firing, the target is to achieve the best burnout possible in order to attain the optimum efficiency or fuel utilisation. However, according to technical and fuel chracteristics, a higher content of unburned carbon in ash may happen in the grate firing of biomass.

5.1.4.1.4 Abatement of NO_x emissions

The low combustion temperatures of grate systems are advantageous for the suppression of NO_X emissions. However, a SCR catalyst will quickly, typically after approximately only 100 hours of operation, become deactivated, which will then lead to a significant decrease in the reduction rate of NO_X. Overfire air is sometimes used to reduce the generation of NO_X emissions.

NO_X reduction mechanisms are the same as with bubbling fluidised bed combustion. Efficient low NO_X combustion requires a sophisticated secondary air system and a special furnace design enabling two combustion zones.

The high-dust SCR is not a viable solution for plants fired with straw or wood, as it leads to the SCR being poisoned by the formation of potassium salts. Furthermore, regeneration of a poisoned SCR is very expensive.

5.1.4.2 Control of emissions to air from pulverised peat combustion

5.1.4.2.1 Dust abatement

In pulverised peat combustion, the bulk of the ash is carried with the flue-gas out of the combustion chamber. Only a small quantity is collected as bottom ash.

Among dust removal technologies, the ESP is (by far) the most commonly used equipment in power plants in Europe. ESPs collect fly ash, generally in a dry form, that can then be landfilled or recycled for use in road building or for manufacturing products such as cement and concrete. Fabric filters may also be used in pulverised peat combustion plants.

5.1.4.2.2 Abatement of SO_2 emissions

At power plants using peat, the sulphur content of the fuel is low or often moderate. Therefore, emissions are frequently so low that no desulphurisation is currently applied.

Dry injection processes are usually applied for higher sulphur content peats. Calcium hydroxide injection in a dry form before the baghouse, can achieve a high enough reduction rate. In the furnace, limestone injection, together with a calcium oxide activation scrubber, can also be quite effective in some cases. These measures also remove other harmful emissions, such as HCl.

5.1.4.2.3 Abatement of NO_X emissions

Since the combustion temperatures in burning peat are lower than the temperatures of, for instance, hard coal combustion, nitrogen oxide emissions are reduced by combustion technology (staged air supply system) and/or use of SNCR.

5.1.4.3 Control of emissions from the fluidised bed combustion of biomass and peat

For fluidised bed systems, fuel is used in a coarsely ground form and for this reason most ash is extracted as bottom ash. In Circulation Fluidised Bed Combustion systems (CFBC) the bed zone is expanded by higher airflow velocities and ash (necessary for this type of combustion) has to be recirculated from flue-gas side measures. Centrifugal precipitation is an integral component of CFBC to recover coarse ash particles, as shown in Figure 5.7.

Figure 5.7: Fuel and bed material flow in a biomass fired CFBC boiler [91, Kokk, et al., 2000]

5.1.4.3.1 Dust abatement

For dust abatement in biomass and peat-fired fluidised bed combustion (FBC) boilers, both ESPs and fabric filters are currently applied, where the fabric filter is often the preferred technique.

5.1.4.3.2 Abatement of SO_2 emissions

The degree of desulphurisation in peat-fired FBC boilers is significantly lower than in coal-fired FBC boilers. According to the knowledge gained with peat in a Finnish FBC, the degree of desulphurisation with moderate Ca/S ratios (3-5) for both peat-fired CFBC and BFBC is around 30-40 %. The desulphurisation does not increase over about 45 % in the BFB boiler, even with much higher Ca/S ratios. In CFBC, the highest achievable degree of desulphurisation was around 80 %, but that could only be reached with a very high Ca/S ratio. A high Ca/S ratio jeopardises the re-use of precipitated fly ash, which means that lower reduction rates (and sorbent amounts) are recommended.

Sorbent use increases the amount of ash produced by the power plant. There is a possibility of reduced efficiency in electrostatic precipitation, due to the sorbent properties. This causes more particulate emissions, especially when using larger amounts of sorbent to reduce the sulphur oxide emissions.

5.1.4.3.3 Abatement of NO_X emissions

NO_X emissions in fluidised bed combustion (FBC) are usually noticeably lower than in conventional pulverised fuel combustion. The combustion temperature in FBC is typically low, which guarantees a low level of thermal NO_X formation. Basically under these conditions, all NO_X emissions are caused by fuel-bound nitrogen.

The NO_X formation in FBC can be further limited by minimising the excess-air ratio and by staging the combustion air. In modern fluidised bed boilers, secondary air ports are installed in addition to the fluidising air inlets. Some combustion air is injected through these separate ports, which are located in the upper part of the furnace on levels 1 to 3. Thus, the lower part of the furnace can be operated with a low air ratio, which inhibits NO_X formation. Secondary/tertiary air injected through the upper air ports ensures a complete burn-out. The production of nitrous oxide (N_2O) appears to be greater in FBC (especially in circulating fluidised beds) than in conventional pulverised fuel combustion, due to the slower degradation of the compound at the lower combustion temperatures.

Secondary measures such as selective or non-selective catalytic reduction processes (SCR or SNCR) are also possible and have been applied to biomass-fired FBC boilers in Sweden and Finland. SNCR has been used widely in these countries for many years and is considered to be well established technology for biomass firing. (Typically, NO_X emissions: 40-70 mg/MJ; and NH_3 emissions: 3-10 ppm). SCR was introduced in the mid 90s. There are now six boilers operating with SCR within the energy sector. Five of these are fluidised beds (CFBC/BFBC) for co-generation and one is a small (40 MW-mixture biomass/peat) grate for co-generation. For all FBC boilers, it has been considered favourable to apply a combination of SNCR and SCR (high dust). The grate has a (low dust) SCR alone. Typically NO_X emissions after SCR are below 30 mg/MJ (<90 mg/m^3).

One problem with the SCR is the deactivation of the catalyst, which is faster when firing biomass compared to coal. Results from wood fired FBC boilers show that the catalyst loses 20-25 % (average) of its relative activity during a normal heat production season.

The relatively high deactivation rate is mainly due to the high alkali (mainly potassium) content in the flue-gases. This means there is a need to regenerate the catalysts. This can be achieved (e.g. every second year) by washing the catalyst with water (and/or sulphuric acid), after taking the catalyst out of the system. However, there are also promising results from tests aiming for an *in situ* washing by water followed by sulphation (treatment with SO_2 gas). For improving the technical and economic feasibility of SCR for biofuels, more research is needed.

5.1.5 Water and waste water treatment

Pollutant emissions to water or soil are not a major problem for large peat or biomass combustion plants.

5.1.6 Handling of combustion residues and by-products

A peat-fired power plant produces ash and products from limestone injection. Most of the ash is fly ash from the flue-gas cleaning system (electrostatic precipitators or fabric filters). Some 10-20 % of the total ash amount is bottom ash on the bottom of the boiler. These materials can be used or disposed of.

Nowadays peat is seldom fired alone, but is usually fired together with other fuels, such as wood. Therefore, in most cases mixed ash is produced. The properties of such mixed ash are different from those of peat ash and, therefore, the utilisation opportunities are slightly different.

Peat ash can be used as a raw material and an additive in the construction and building material industry and, e.g. as a road construction material. It may also be used in sewage treatment. The geotechnical properties and mineral constituent of ash have to be investigated on a case-by-case basis before commercial use.

The co-combustion of wood and peat results in a slightly different composition of ash, which makes it more difficult to use it as construction material.
In the stabilisation of mineral aggregate and in concrete, peat fly ash can be utilised to replace either the finest aggregate material or part of the cement.

Ash from a peat-fired power plant can be transported, e.g. to bog areas. Disposal of ash on cut-away bogs is environmentally acceptable and also economically sensible. In some countries, such as Ireland, ash must be disposed of to controlled landfills, but even then the quality of the ash must have first been tested (e.g. solubility testing) and later, environmental monitoring of the landfill site must be carried out.

Environmental and health aspects are taken into account in site planning. As far as landfilling is concerned, peat ash and coal ash are quite similar. Some temporary nuisance, due to dust or noise caused by traffic and working machines, might occur. Landscaping of the site will adapt cut-away bogs to the surrounding landscape.

Peat fly ash may be used as fertiliser on the forest and fields. Peat ash contains some plant nutrients and lime necessary for plants. However, both environmental and health aspects and regulations have to be taken into account before there is any commercial use of peat ash as a fertiliser.

The fly ash from straw combustion units is disposed of primarily due to its high content of cadmium. The bottom ash is normally taken back to the fields or used as a road construction material.

5.2 Examples of applied processes and techniques

This part of Chapter 5 provides a number of examples of techniques and processes currently applied in different biomass combustion installations. The aim of the examples is to demonstrate how specific techniques have been applied to new or retrofitted plants in order to ensure a high level of protection for the environment as a whole, taking into account, in each case, the particular site-specific conditions and environmental requirements. However, from the information collected, it is not always clear, if or how each technique described in the examples has been assessed against the definition of BAT given in article 2 (11) of the Directive, as well as against the list of ‘considerations to be taken into account generally or in specific cases when determining the best available techniques bearing in mind the likely costs and benefits of a measure and the principles of precaution and prevention’ and, consequently, how the technique has been selected and applied. Furthermore, it cannot be assured that the environmental performance presented is constant and continual under all operational conditions, over which time period, whether any problems have been encountered, and what the cross-media effects are. Also, it is not always clear what the driving force is for applying the technique and how the costs and environmental benefits are related in each case. Therefore, the information provided in the following examples is meant only to provide general indications of reported current practice and cannot be considered as appropriate reference points. The techniques that are given as examples arise from information provided and assessed by members of the Technical Working Group as part of the information exchange of LCPs.

5.2.1 Individual techniques to reduce emissions from biomass- and peat-fired large combustion plants

EXAMPLE 5.2.1.1 DESULPHURISATION WITH LIMESTONE INJECTION TO PEAT-FIRED CFBC AND BFBC BOILERS (CASE STUDY)

Description: The maximum SO_2 removal efficiencies of limestone injection were tested and the costs of desulphurisation analysed at an existing peat-fired CFBC plant and at an existing peat-fired BFB plant. The aim of the study was to determine the highest achievable level of desulphurisation possible in existing peat-fired FBC plants with an *in situ* injection of limestone in the bed and also to evaluate the costs of the desulphurisation.

Achieved environmental benefits: In the CFB boiler, the lowest achievable emission level of 200 mg/Nm^3 (O_2 = 6 %) was reached with a Ca/S ratio of 10, when the sulphur content of the fuel was 0.17 %. The CFB plant operates normally at an emission level of 360 mg/Nm^3 (O_2 = 6 %) with Ca/S ratio 2-4 (depending on the limestone). In the BFB boiler, the highest achievable degree of desulphurisation was around 45 % with a Ca/S ratio of 7, when the sulphur content of the peat was 0.25 %. The SO_2 emission was 280 mg/Nm^3 (O_2 = 6 %). Further limestone addition did not result in a higher degree of desulphurisation. The normal operation of that BFB plant at 360 mg/Nm^3 (O_2 = 6 %) level resulted from a Ca/S ratio of between 2 and 4.

Boiler	CFB	BFB
S content in the fuel (%)	0.17	0.25
NORMAL OPERATIONAL LEVEL		
SO_2 emission (mg/Nm^3 (O_2 = 6 %))	360	360
Ca/S ratio	2-4	2-4
Cost of desulphurisation (EUR/t SO_2 removed)	1300	1400
MINIMUM ACHIEVABLE EMISSION		
SO_2 emission (mg/Nm^3 (O_2 = 6 %))	200	280
Ca/S ratio	10	7
Cost of desulphurisation (EUR/t SO_2 removed)	1800	1950
Marginal cost for desulphurisation between normal emission level and achievable level (EUR/t SO_2 removed)	2100	2700
Cost of desulphurisation with semi-dry spray tower technology (EUR/t SO_2 removed)	6800	3200

Table 5.1: Summary of the results of the case study

An evaluation was also made of what the desulphurisation would have cost if the semi-dry spray tower technology had been applied. As can be seen from Table 5.1, these costs were far higher than those of the *in situ* addition of limestone in the bed.

Economics: It can be seen that the total cost of desulphurisation at normal operational level (SO_2 emission 360 mg/Nm^3 (O_2 = 6 %) in both plants) was around EUR 1300/t SO_2 removed in the CFBC boiler and EUR 1400/t SO_2 removed in the BFB boiler, both of which are considerably higher than the cost per reduced tonne of SO_2 in pulverised coal combustion with wet scrubbing. When increasing the degree of desulphurisation to the lowest achievable levels, 200 mg/Nm^3 (O_2 = 6 %) for CFBC and 280 mg/Nm^3 (O_2 = 6 %) for BFB, the marginal costs for this extra desulphurisation were around EUR 2100/t SO_2 removed and EUR 2700/t SO_2 removed, respectively.

Driving force for implementation: Reduction of SO_2 emissions.

Reference literature: [59, Finnish LCP WG, 2000], [100, Kouvo and Salmenoja, 1997].

5.2.2 Improving the environmental performance of existing biomass- and peat-fired large combustion plants

EXAMPLE 5.2.2.1 CONVERSION OF AN OLD PULVERISED PEAT BOILER TO A MODERN FLUIDISED BED BOILER

Description: In 1996, the combustion technology of an example plant operated in Finland was converted from a 20-year old pulverised peat boiler into a bubbling fluidised bed boiler. To convert the old plant, the complete front of the original boiler was replaced in order to install the new combustion arrangement. With the new technology, the boiler became a multi-fuel boiler. At the same time, the boiler's capacity was increased by 20 %.

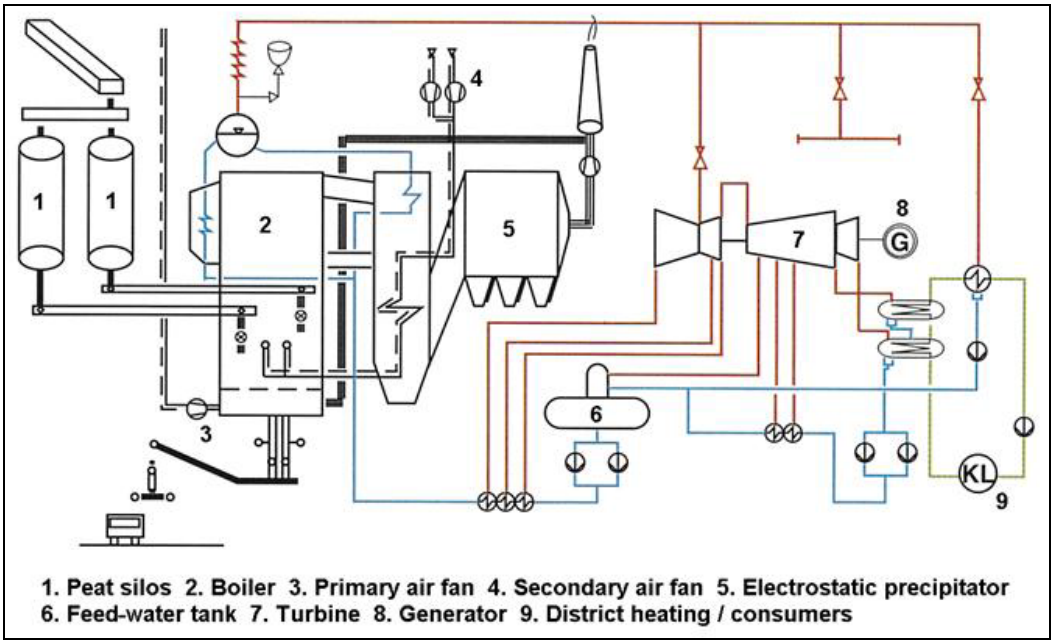


Figure 5.8: BFBC boiler converted from a pulverised peat boiler [99, Oulun Energia, 1997]

Achieved environmental benefits: The fluidised bed combustion technology has reduced the amount of nitrogen emissions in the flue-gas to about half of the previous amounts. Dust emissions were also reduced because of the fully renovated ESP.

Applicability: The concept of converting an existing pulverised peat boiler into a modern fluidised bed boiler is in principle transferable but has to be validated on a case-by-case basis.

Cross-media effects: Higher efficiency.

Operational data: The plant is operated as a co-generation (CHP) plant:

- steam power 242 MW
- steam temperature 540 °C
- fuel efficiency 90 %.

Economics: Mot available.

Driving force for implementation: Low emission levels of NO_X and dust, achieving higher efficiency and prolonging the lifetime of the plant.

Reference literature: [99, Oulun Energia, 1997].

EXAMPLE 5.2.2.2 CO-COMBUSTION OF BIOMASS IN A POWER PLANT FIRED WITH PULVERISED BLACK LIGNITE

Description:. In 1996, the co-combustion of mouldings made from different biomass sources was tested in several experiments in different units (A and B) of the example power plant. The results of the co-combustion experiments are presented here.

Co-combustion of mouldings in unit A
Unit A has a rated thermal input of 280 MW and gross power output of 108 MW_e. Black lignite is fired and thus a DeNOX plant, with an SCR technique in high-dust configuration, was necessary in addition to the primary measures. Furthermore, an ESP and a wet FGD were installed. For co-combustion, no additional installations were required. The mouldings were mixed with the lignite at the storage area, which produced fairly high emissions of dust. The mouldings were cylindrically-shaped, had a diameter of about 25 mm and were made from three different biomass sources:

- straw
- cereal plants
- pasture from landscape cultivation.

Four experiments were carried out on weekends, each for a 24 hour time period, with mouldings of each type. Additionally, co-combustion of mouldings from straw was tested over a three week period. The share of biomass in the total thermal input ranged from 4.6 to 13.3 %.

Co-combustion of waste wood chips in unit B
Unit B has a rated thermal input of 803 MW and a gross power output of 316 MW_e. The configuration of the emission control is identical to the one of unit A. The wood chips were fed into the coal bunkers where they mix with the lignite. As the wood chips are virtually unground in the coal mills, they fall down onto the afterglow grate where they partly burn in a floating bed. The big, unburned particles of the boiler ash are fed back to the coal bunker. The concentration of impurities in the wood chips must not exceed certain values (see Table 5.2). Waste wood treated with halogenated finish or with wood preservatives containing heavy metals must not be fired. Since June 1999, about 300-350 tonnes of waste wood chips have been fired every day, representing about 12 % of the mass input and 8 % of the thermal input.

Achieved environmental benefits: The co-combustion of biomass saves fossil resources and reduces emissions of CO_2. The co-combustion of wood chips in unit B reduced the consumption of black lignite by approximately 80000 tonnes per year.

Applicability: The possibility for co-combusting biomass is plant specific.

Operational data:

Co-combustion of mouldings in unit A
The mean qualities of lignite and three biomass fuels used for the co-combustion experiments are displayed in Table 5.2:

	Black lignite	Mouldings made from		
		Straw	Cereal plants	Pasture from landscape cultivation
Calorific value (MJ/kg)	17.08	15.51	15.05	15.44
Water content (%)	29.2	10.45	10.7	7.0
Ash content (%)	10.25	6.89	4.34	6.79
Chlorine	0.003	0.366	0.034	0.216
Sulphur	1.03	0.079	0.08	0.077
Potassium	0.07	1.26	0.47	1.55

Table 5.2: Mean qualities of the fuels used for the co-combustion experiments

The operation of the coal mills were tested with biomass proportions ranging from 10 to 40 %. More than 40 % biomass could not be handled by the mills. Table 5.3 shows the resulting size-distribution of the fuel after grinding in the coal mills. It can be seen that for a 10 % proportion of biomass, the distribution changes only slightly, whereas for higher proportions, the share of the very fine particles (<0.09 mm) strongly decreases. This means, that it is not only the biomass, that is badly ground, but the grinding of the coal is also affected by the presence of high proportions of biomass.

	Share of size dependent groups in total fuel mass after grinding in coal mill (%)			
Fuel characteristics	**>1.0 mm**	**>0.2 mm**	**0.09-0.2 mm**	**<0.09 mm**
coal only	7	24	19	50
10 % straw	7	27	16	48
27.5 % straw	19	36	14	31
19.2 % cereal plants	23	35	16	26
20.0 % pasture from landscape cultivation	22	43	15	20

Table 5.3: Quality of milled fuels for different proportions of biomass

Increased slagging occurred only during the three weeks co-combustion of straw mouldings. The SCR and the ESP were not influenced. The emissions to the air from the different tests are shown in Table 5.4.

	Units	Coal only	Co-combustion of mouldings from				
			Straw	Straw	Cereal plants	Pasture from landscape cultivation	Straw (three weeks-testing)
Share in thermal input	%	-	4.6	13.3	8.43	9.7	11
Nitrogen content in fuel-mix	mg/kg	9400	9200	8370	8640	8490	8900
NO_2 in raw gas	mg/Nm^3	442	411	400	387	398	419
NO_2 after SCR	mg/Nm^3	132	132	131	127	130	135
Dust after ESP	mg/Nm^3	17.7	19.6	36.5	26.9	43	85
Dust after FGD	mg/Nm^3	2.8	3.2	2.5	2.7	2.9	5.9
SO_2 in raw gas	mg/Nm^3	2870	2800	2600	2733	3111	2842
SO_2 after FGD	mg/Nm^3	125	125	119	110	138	116

Table 5.4: Atmospheric emissions: comparing the five different co-combustion tests and singular coal firing

The following conclusions can be drawn from the measurements of the atmospheric emissions:

- NO_2 concentrations in the raw gas decrease slightly due to co-combustion
- the concentration of dust in the flue-gas after the ESP increases, probably due to the higher concentration of fine particles; the separation of dust in the FGD ensures low concentrations in the clean gas
- the sulphur contents of the biomass fuels are, in general, about ten times smaller than those of the coal. Thus a reduction of SO_2 concentrations can be observed. The emissions of HCl are about three times higher for co-combustion due to the high content of chlorine, but the emissions are still only 1 % of the ELV. The increase of halogens might, in the long run, also corrode parts of the FGD
- PCDD/PCDF could not be measured for singular coal combustion. For co-combustion, measured values ranged slightly above the detection limit (0.001-0.002 ng TEQ/Nm^3).

The quality of residues (fly ash, boiler ash, gypsum sludge) is only slightly influenced. The disposal of these residues together in the opencast mine as stabilised material is also possible for co-combustion.

Furthermore, the temperature of the flue-gas rises under co-combustion conditions by 5 to 10 °C and the share of combustible matter in the ash nearly doubles to 8 %. These effects lead to a reduction of the boiler efficiency.

Co-combustion of waste wood chips in unit B

Here, the results of the test which took place in 1998, are presented. During 370 hours of operation, about 5400 tonnes of waste wood chips were fired. The share of the wood chips in the total fuel mass input amounted to 11.4 %. The characteristics of the coal and the wood chips and the maximum concentrations of impurities in the wood chips are shown in Table 5.5.

	Units	Coal	Wood chips
Calorific value	MJ/kg	16.4	13.3
Bulk density	t/m^3	0.95	0.24
Energy density	GJ/m^3	15.6	3.2
Chip size	mm	-	1-60: 96 % 60-100: 3 % >100: <1 %
Maximum concentrations of impurities			
B	mg/kg	-	30
Cl	mg/kg	-	300
F	mg/kg	-	30
As	mg/kg	-	2
Cu	mg/kg	-	20
Hg	mg/kg	-	0.4
PCP	mg/kg	-	2
Benzo(a)pyrene	mg/kg	-	0.1

Table 5.5: Characteristics of the coal and the wood chips and the maximum allowed concentrations of impurities in the wood chips

The atmospheric emissions during co-combustion in 1999 are shown together Table 5.6.

	Unit	Mean value from three singular measurements in 1999 at 7 % O_2
Dust	mg/Nm^3	8
CO	mg/Nm^3	35
NO_2	mg/Nm^3	117
SO_2	mg/Nm^3	103
Total carbon	mg/Nm^3	2.3
HCl	mg/Nm^3	1.1
HF	mg/Nm^3	<0.1
Cd, Tl	mg/Nm^3	0.001
Hg	mg/Nm^3	0.002
PCDD/PCDF	ng TE/Nm^3	0.0025

Table 5.6: Measured emission values for the co-combustion of waste wood chips

The emissions of metals and dioxins/furans did not change due to co-combustion.

Economics: The specific costs (EUR/MJ) for biomass mouldings are about four times higher than for coal. The investment for the upgrading for the co-combustion of wood chips amounted to EUR 0.7 million. The costs for the handling of the wood chips and the logistics inside the power plant amount to approximately EUR 8-10/t.

Driving force for implementation: The co-combustion of biomass mouldings was only tested but is not carried out on a regular basis. However, the co-combustion of waste wood chips does occur, as the additional payment for the co-combustion and the savings in coal allow it to operate economically.

Reference literature: [142, Schmidt and Dietl, 1999], [143, Kindler, et al., 2000].

5.2.3 Environmental performance of new biomass- and peat-fired large combustion plants

EXAMPLE 5.2.3.1 CIRCULATING ATMOSPHERIC FLUIDISED BED COMBUSTION BOILER FOR BIOMASS- (WOOD) FIRING

Description: The plant consists of two identical units with a rated thermal input of 2 x 45 MW, a gross electrical power of 19.8 MW_e and a net electrical power of 13 MW_e. The units were erected in 1992 and 1996 respectively, and are used in a chipboard factory to produce electricity and process heat from wood residuals. The flue-gas cleaning system consists of a pulse-jet fabric filter for dust removal. The NO_X emission levels can be achieved by the relatively low combustion temperature, by air staging (three stages for the combustion air inlet) and by flue-gas recirculation. Because of the low sulphur content of wood, no lime needs to be added. Thermal oil is used in the process for heat transfer.

Achieved environmental benefits: The firing of wood can be assumed to be nearly CO_2 free (assuming sustainable forestry). The fuel is a by-product of the chipboard production and, therefore, does not need to be transported any further. Only wood free from contamination by wood preservatives is burned. The production of electricity and process heat allows for an overall energy (fuel) efficiency of 85 %. Waste water occurs only in small amounts (0.3 m^3/h; 2592 m^3/yr in 1999) and is fed into the municipal sewerage system.

Applicability: Fluidised bed combustion is well known for the wide range of fuels which can be burned. Therefore, there should be no limitations due to the fuel fired. Due to the compact design of these plants, the space demand is quite small.

Cross-media effects: The operation of the boiler and the removal of produce a certain amount of ash.

Operational data: In 1999, 102589 MWh_e of net electricity and 634223 MWh of process heat (= 74456 tonnes of steam) were produced. In that year, a net electric efficiency of 15.8 % and a net thermal efficiency of 68 % were achieved. The overall energy efficiency was 85 %. The two units were in operation for 8021 and 6031 hours respectively mainly in part load.

	Monitoring	Measured emissions at 7 % O_2	
		Unit 1	Unit 2
O_2-content (%)		5-5.5	6.5-7.5
Flue-gas volume (m^3/h)		33153	86453
Dust (mg/Nm^3)	Continuous	4 1)*	2.2 1)*
SO_2 (mg/Nm^3)	Continuous	2.9 1)*	2.3 1)*
NO_X (mg/Nm^3)	Continuous	164 1)*	339 1)*
CO (mg/Nm^3)	Continuous	147 1)	178 1)
HCl (mg/Nm^3)	Continuous	7.3 1)*	8.8 1)*
HF (mg/Nm^3)	Individual	0.04	0.1
Dioxins/Furans (ng TEQ/m^3)	Virtually continuous	0.013	0.006
Σ Cd,Ti (mg/Nm^3)	Individual	0.004	0.003
Hg (mg/Nm^3)	Individual	0.001	0.001
Σ Heavy Metals (mg/Nm^3)	Individual	0.015	0.006
Total organic C (mg/Nm^3)	Individual	2.0	2.0

Notes:
1) Annual mean value
* Equivalent to daily mean values

Table 5.7: Emission to the air in 1999

The two units consumed 360916 t/yr (25.8 t/h) wood, 170000 Nm^3/yr natural gas, and 3943 t/yr of light fuel oil. The wood is fed into the combustion chamber from two bunkers with wood chips and from two bunkers with wood dust. The average wood properties are given in Table 5.8.

Property	Value
Lower calorific value (MJ/kg)	14.7
Sulphur content (wt-%)	<0.1
Water content (wt-%)	18
Ash content (wt-%)	4

Table 5.8: Characteristics of the wood burned

Water discharges (0.3 m^3/h) result from the ash cooling and from the feed-water treatment. After neutralisation, the waste water is discharged to the sewer. The only residues from the process are ashes.

	Bottom ash	Fly ash
Quantity (t/yr)	1314	7726
Specific Quantity (g/kWh_e)	13	75
Utilisation/Disposal	Dump cover (market price: EUR 25/t)	Filling material for mining (market price: EUR 50/t)

Table 5.9: Quantities of ashes generated in 1999

Economics: The investment for the whole plant amounted to EUR 51.3 million. The full cost for the production of steam amounted to EUR 8.46/t and to EUR 0.077/kWh_{el}.

Driving force for implementation: The motivation for building the plant was to enable the use of production residues for energy generation.

Reference literature: [98, DFIU, 2001].

EXAMPLE 5.2.3.2 CHP PLANT WITH A SHREDDER STOKER BOILER AND A FABRIC FILTER FOR STRAW FIRING

Description: A plant located in Denmark (plant A), is steam driven, with a stoker screw grate-fired wet bottom boiler, with air staging applied. The grate is both sloped and vibrated. The plant is a further development of the technology of another straw firing plant in Denmark (plant B). The difference between the plants is that the steam temperature is raised from 520 °C to 540 °C in the boiler. The district heating temperature applied in plant A is 85 °C, resulting in a lower pressure, compared to plant B where the district heating temperature is 95 °C, thus leading to a higher electrical efficiency. The turbine is more efficient. The result is a 10 % rise in the electrical efficiency. The total capacity of the plant is 10 MW_e and 20 MJ/s heat. The total heat generation is estimated to be approximately 400 TJ yearly. Through co-generation, the fuel energy utilisation is up to 30 per cent better than when the electricity and heat are generated separately. The district heat production covers 90 per cent of the heat demand. The annual straw consumption is approximately 40000 tonnes. At full production in the winter period about 200 tonnes of straw is burned every day.

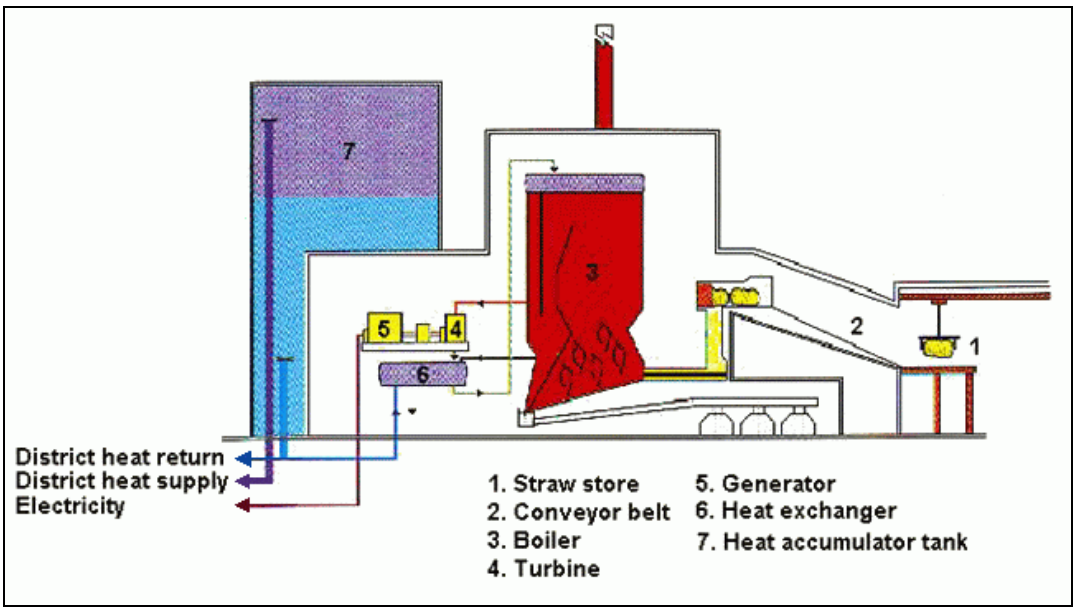


Figure 5.9: Straw firing combustion plant

Achieved environmental benefits: The advantage of a CHP plant is that the energy in the fuel is better used. The plant uses 92 % of the energy, of which 32 % is based solely on the production of electricity. The firing of straw is considered CO_2 neutral. Danish farmers supply the straw and the ash is returned to the fields as fertiliser. The plant is equipped with dust abatement: this involves a bag filter using pulse jet cleaning, and a bag material of Nomex filter lined with Teflon fibres. It is possible to remove 99.9 % of the dust. Part of the dust/fly ash is then mixed with bottom ash and used as fertiliser, and the remaining part of the fly ash is disposed of because of the presence of cadmium. The plant is not equipped with NO_X or SO_2 abatement equipment.

Generally, it should be noticed that the variation of the SO_2 in emissions from straw-fired combustion plants is from 50 to 300 mg/Nm^3 (daily mean value), with a typical yearly mean value of 150 mg/Nm^3. The variation in the HCl emissions is from 50 to 300 mg/Nm^3 (daily mean value) with a typical yearly mean value of 100 mg/Nm^3. The emission of dioxin/furan (PCDD/DF) is less than 0.1 ng I-TEQ/Nm^3. The NO_X emissions are around 300-400 mg/Nm^3 (dry, 6 % O_2, hourly mean values) for straw-fired CHP plants. Because of the aggressive environment, it is considered economically feasible to apply an SCR installation and because of the type of firing, i.e. grate-fired, low NO_X burners are not feasible.

Operational data: In 2000, 27258 MWh_e and 267732 GJ were produced and 433350 GJ straw was consumed. In Table 5.10, the data is listed together with data from two other straw-fired plants. It should however be noted that part of the production at the plant in Masnedø (Denmark), is based on wood chips. The emissions are not measured on a continuous basis, therefore the emission levels referred to in Table 5.10 are based on test samples.

	Units	Plant A	Plant B	Plant C
Started up	year	1989	1996	2000
Electrical power (net)	MW	5.0	8.3	10.6
Heat output	MJ/s	13.0	20.8	20.3
Steam				
Pressure	bar	67	92	93
Temperature	°C	450	522	542
Max. flow	tonnes/h	26.0	43.2	43.2
District heating water				
Storage tank	m^3	3200	5000	5600
Flue-gas				
Flow, max	kg/s	9.9	14.0	14.0
Temperature	°C	120	120	130
Straw				
Storage	tonnes	350	1000	1000
Consumption	tonnes/year	25000	40000	40000
Water content	%	10 - 25	max 25	Max 25
Installations				
Filter type		Bag filter	Elec. Filter	Bag filter
Firing system		Cigar burner	Shredded/ Stoker	Shredded/stoker
Emissions at 6 % O_2				
CO	mg/Nm^3	190 - 314	72 - 238	50 - 214
Dust	mg/Nm^3	14	21 - 28	0.7 - 2
NO_X	mg/Nm^3	530 - 644	327 - 443	248 - 319
SO_2	mg/Nm^3	155 - 168	131 - 166	160 - 190
Efficiency				
$Efficiency_{el}$	%	25	28	32
Efficiency total	%	86	91	92

Table 5.10: Data for three Danish straw-fired plants

Economics:

Data	Unit	Plant A	Plant B	Plant C
Boiler plant costs	DKK	100 million	240 million	240 million
Specific 1995- price	DKK/MW_e	23 million	28 million	23 million

Table 5.11: Costs of the three Danish straw-fired plants

Reference literature: [144, CBT, 1998], [145, Sander, 2000].

EXAMPLE 5.2.3.3 INDUSTRIAL SPREADER-STOKER CHP PLANT WITH SNCR AND FABRIC FILTER

Description: The spreader-stoker technique described here will be illustrated with three examples of almost identical chip board plants operated in France and Germany. In Table 5.12 all substantial parameters for the three plants are summarised. These plants are mainly used for the valorisation of wood residues and wood dust and provide the heat demand for chip board production. Therefore, a high and constant energy demand is ensured.

	Plant A	Plant B	Plant C
Year of implementation	1994	1997	2000
Rated thermal input (MW)	50	73.5	57.7 (grate firing, maximal 28 MW of it delivered by wood dust burners) + 6.7 (Thermo oil boilers: wood dust + extra light fuel oil)
Gross electric power (MW)		16.6 (maximal) 11 (annual mean)	13.3
Availability	Operational life cycle times >5000 h, availability 99.8 %	Operational life cycle times >5000 h	Operational life cycle times >5000 h
Maximal rated thermal input (MW)		63	35 + 6.7
Overall gross energy efficiency (%)		96.6 max.	c. 85 %
Main steam parameters		450 °C, 67 bar	455 °C, 70 bar
Main fuels	Production residues, waste wood, railway sleepers, etc.		

Table 5.12: Technical data for the three example plants

The following description of the technique refers to all three example plants, unless otherwise specified. The spreader-stoker technique is a combustion on an air-cooled travelling-grate stoker, the fuel being evenly spread on the grate by an injection-stoker, which throws the particles in. While the bigger pieces are evenly burned in a fixed bed combustion on the grate, the smaller particles are ignited in a fluidised bed separately above the combustion chamber (this applies to about 50 % of the fuel). This provides good conditions for a high combustion efficiency and residence times of four to five seconds result. Therefore, the air rate can be minimised (O_2 content in the raw gas of less than 3 %), which also reduces NO_X emissions.

The formation of a fluidised bed is possible because the velocity of the flue-gas is similar to the velocity occurring in fluidised bed combustions. The formation of a fluidised bed also means a staging of the fuel, supporting low NO_X combustion. Also the low maximal temperature of 1250 °C supports this effect.

Half of the air is injected by a jet tray, the other half is blown in at a high pressure through nozzles on the walls. Thus, it is a staged combustion with under stoichiometric conditions at the bottom and high turbulence at the same time.

The spreader-stoker plant realises an intensive combustion at high temperatures with a broad spectrum of fuels. The optimised temperature can be sustained by controlled injection of recirculated flue-gas. The ideal adiabatic temperature of the combustion chamber for simultaneous minimisation of CO and NO_X is 1300 to 1400 °C.

The temperature achieved in reality is about 150 °C below this. The lining of the walls with masonry for thermal isolation is not necessary, which also prevents the formation of boiler slag and, therefore, results in high operational life cycle times (>5000 h).

For the combustion of abrasive dust, there are four pulverised-fuel burners installed in plant C. The maximal rated thermal input is 28 MW and contains plug nozzle burners. These can also be driven by extra light fuel oil.

The heat is used mainly for the drying of splints. In plant B, up to 26 t/h are dried in rotary dryers, which means that the moistness is reduced from 60 to 100 % to about 2 %. The drying is realised indirectly by heated tube bundles of 180 °C. Further on, the heat is conducted by thermo oil at 240 °C to a heated end-squeezer in order to dry and consolidate the chip boards. In this process, a mix of air, water and products of degasification occurs, which is returned as combustion air and thus delivers 30 % of the air needed in the boiler. This design provides high energy efficiency and after-burning of the emissions arising from the drying. The exhaust air from the drying of chipping particles is also applied partly to the boiler. All plants are equipped with bag filters to meet the required limit values for particle emissions.

Plant C is fitted with a supplementary SNCR installation. Ammonium hydroxide with 25 mass-% of NH_3 is used as the reducing agent. This is stored aboveground in a tank of stainless steel. Furthermore, plant C is equipped with an adsorption process as a separator. This combined duct sorbent injection (dry adsorption) requires the injection of a ground mix of active carbon/coke and hydrated lime (= adsorbent) in the flue-gas flow which is then separated from it by a fabric filter. During this time, dust, HCl, HF, SO_x, heavy metals, and PCDD/F are adsorbed and thus separated from the flue-gas. Therefore, all types of wood waste can be fired in this plant.

Achieved environmental benefit: By using wood as a biomass fuel, one can achieve an almost neutral CO_2 balance. With the simultaneous utilisation of power and heat, the overall energy efficiency can achieve about 85 to 96.6 %. Only small amounts of waste water arise, coming from the waste water treatment of the water-steam circuit.

At the same time, combustion technology allows low emissions of NO_X and CO to be achieved in the raw gas. Combined with reduction measures like bag filters, SNCR and duct sorption plants, very low concentrations can be achieved for all types of pollutants.

Applicability: The spreader-stoker technique is suitable for a wide range of fuels, exceeds the performance of fluidised bed technology, and is especially used with fuels with highly heterogeneous particle sizes and contaminants (such as metal pieces).

The plants described here are especially designed for applications in the chip board and MDF board industry and are economically viable because of the energetic valorisation of the wood residues and because of the continuous demand for heat. For locations with similar characteristics, the application of this technology is also reasonable.

Cross-media aspects: High amounts of ash result from these plants. Furthermore, water treatment produces waste water. Also, the adsorbent used in the flue-gas cleaning plants has to be deposited.

Operational data: Atmospheric emissions accruing from plant B are shown in Table 5.13.

	Monitoring	Statistics	Measured value (at 11 % O_2)
Dust (mg/Nm^3)	Continuous	Daily mean value	3.4-4.3**
CO (mg/Nm^3)	Continuous	Daily mean value	46.7-58.3**
NO_X (mg/Nm^3)	Continuous	Daily mean value	183.9-190.7**
C total (mg/Nm^3)	Continuous	Daily mean value	1.1-1.2**
HCl (mg/Nm^3)	Continuous	Daily mean value	8**
Hg (gas) (mg/Nm^3)	Continuous	Daily mean value out of 2 hour mean values	0.001**
Dioxins/furans (ng TEQ/Nm^3)	Continuous sampling, single values	Mean of 20 days	0.0019
PAH (mg/Nm^3)	Continuous sampling, single values	Mean of 4 days	0.0003
Cd (mg/Nm^3)	Continuous sampling, single values	Mean of 4 days	0.0005
As/Pb/Cu/Ni/Sn (in the particles) (mg/Nm^3)	Continuous sampling, single values	Mean of 4 days	0.053
As (mg/Nm^3)	Continuous sampling, single values	Mean of 4 days	0.0005

Notes:
*value for precaution
**intervals based on three daily mean values in January 2001

Table 5.13: Measured atmospheric emissions in 2000/2001

For plant C, a consumption of 120000 t/yr wood is estimated. For plant B, the different types of fuels are used in the amounts listed in Table 5.14.

Fuel	Wood dust	Cardboard pieces	Wood residues out of packaging/loading	Special fuels (railway sleepers)	Timber	Biomass pellets
Contribution to the total fuel consumption	30 %	10 %	10 %	Max. 20 %	Varying	Varying, approx. 15000 t/yr

Table 5.14: Contribution of the different fuel types to the total fuel consumption in plant B

The size of the pieces should be below 100 mm. However, a few pieces can be up to 250 mm. This limit is set by the transport devices, e.g. screw conveyors. For the preparation of all fuels by a hacker, costs of EUR 0.5/t were given for a plant of 60 MW. The accruing boiler ash and fly ash are used in the construction industry.

Economics: The investment for plant B amounted to EUR 36 million.

Driving force for the implementation: The possibility to re-use the by-products and the need to deposit the wood residues in an economically reasonable way.

Reference literature: [98, DFIU, 2001], [101, Vaget, 2001], [102, Fischer, 2000], [78, Finkeldei, 2000].

5.3 Current consumption and emission levels

5.3.1 Mass stream overview

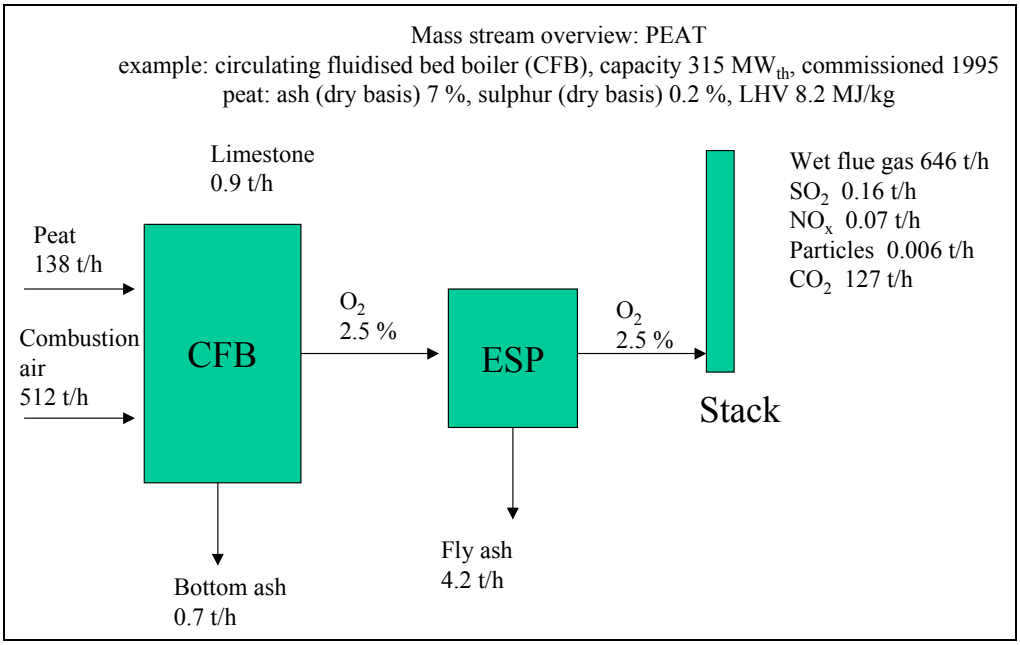


Figure 5.10: Example of the mass stream of a peat-fired CFBC boiler [58, Eurelectric, 2001]

5.3.2 Overview of biomass and peat used in large combustion plants

5.3.2.1 Biomass

Biomass is defined in the LCP Directive as products consisting of the whole or part of any vegetable matter from agriculture or forestry which can be used as a fuel for the purpose of recovering its energy content and the following biomass is used as a fuel:

- vegetable residues from agriculture and forestry
- vegetable residues from the food processing industry
- vegetable residues from virgin pulp production and from the production of paper from pulp
- cork waste
- wood with the exception of wood waste which may contain halogenated organic compounds or heavy metals as a result of treatment with preservatives or coating, and which includes in particular such wood waste originating from construction and demolition waste.

The above listed fuels are often also classified as ‘wastes’ and the implications of the Waste Incineration Directive (WID) need to be taken into account. This is particularly important for certain wastes which are only excluded from the WID by certain criteria. Of greatest importance are the exceptions for vegetable residues from non virgin pulp production and the use of contaminated wood wastes from construction/demolition. The WID applies to the co-combustion of such wastes and operators/regulators must ensure that such consideration are fully recognised in any permit. For the co-combustion of waste, reference is given to Chapter 8 of this document.

Biomass such as bark, wood chips, cardboard, fibre board or other residues from pulp or sawmills contains high amounts of water and is burned on specially designed sloping grates (an older technique), boilers equipped with a spreader-stoker system or in fluidised beds. Although the chemical compositions of the bark and wood of different species are slightly different, and the amount of dirt and soil affects the ash content and composition, the biomass derived from forestry and forest industries has, in broad terms, certain common qualities as a fuel.

The sulphur content is small and the ash content moderate (Table 5.15). Burned together with peat for instance, wood ash can react with sulphur from the peat and act as a desulphurising agent. On closer examination, the differences in fuel moisture and consistency are considerable, and these affect the fuel handling and combustion properties. All these details need to be taken into account when determining techniques for their storage, transportation, combustion and possible flue-gas treatment.

	Logging residue chips	Whole tree chips	Log chips	Stump chips	Softwood bark	Birch bark	Wood residue chips	Saw residue chips	Sawdust	Cutter chips	Grinding dust	Pellets
Moisture content, wt-% (fresh chips)	50-60	45-55	40-55	30-50	50-65	45-55	10 - 50	45-60	45-60	5-15	5-15	10
Net calorific value in dry matter MJ/kg	18.5-20	18.5-20	18.5-20	18.5-20	18.5-20	21-23	18.5-20	18.5-20	19-19.2	19-19.2	19-19.2	19.2
Net calorific value as received MJ/kg	6-9	6-9	6-10	6-11	6-9	7-11	6-15	6-10	6-10	13-16	15-17	16.8
Bulk density as received, kg/loose m^3	150-300	250-350	250-350	200-300	250-350	300-400	150-300	250-350	250-350	80-120	100-150	500-750
Energy density, MWh/m^3 of bulk volume	0.7-0.9	0.7-0.9	0.7-0.9	0.8-1.0	0.5-0.7	0.6-0.8	0.7-0.9	0.5-0.8	0.45-0.7	0.45-0.55	0.5-0.65	2.3
Ash content in dry matter, wt-%	1-3	1-2	0.5-2	1-3	1-3	1-3	0.4-1	0.5-2	0.4-0.5	0.4-0.5	0.4-0.8	6.2-6.4
Hydrogen content in dry matter, wt-%	6-6.2	5.4-6	5.4-6	5.4-6	5.7-5.9	6.2-6.8	5.4-6.4	5.4-6.4	6.2-6.4	6.2-6.4	6.2-6.4	6.2-6.4
Sulphur content in dry matter (S), wt-%	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05
Nitrogen content in dry matter (N), wt-%	0.3-0.5	0.3-0.5	0.3-0.5	0.3-0.5	0.3-0.5	0.5-0.8	0.1-0.5	0.1-0.5	0.1-0.5	0.1-0.5	0.1-0.5	0.1-0.5

Table 5.15: Average properties of different types of solid wood fuels [60, Alakangas, 1998]

An emerging class of biomass fuel used by pulp and paper mills and at heating plants is forestry residue, i.e. small trees, treetops and branches of trees, which are collected specifically for fuel in connection with other forestry operations. Experimentation has also been going on for over two decades with the growing of various Salix species specifically for fuel. The economics of these fuels are not very good, mostly due to the costs of collection and transport, and consequently only insignificant amounts are currently used in LCPs so far.

The small amounts of forestry residue actually used are usually co-fired with other fuels at existing installations, particularly at peat or bark residue-fired FBC plants. However, not all forestry biomass is automatically suitable for burning, even at FBCs designed for peat or bark.

Straw is a residue from the agricultural production of grain, and indeed most of the annual straw production is consumed within the agricultural sector. Surplus straw is utilised for energy production in either small district heat producing boilers or larger CHP plants of up to 40 MW_e. Straw is converted to power and heat in conventional power plants, but many technical issues have to be considered due to the special characteristics of straw. A particular concern is that the relatively high chlorine content of straw may cause serious corrosion on the superheater surface.

Other biomass fuels used are, e.g. olive stones, aspen bark, rubber trees and reed canary grass. All these fuels have a relatively high alkali (Na, K) content.

5.3.2.2 Peat

Peat is significant as a fuel for LCPs in Ireland and Finland. Peat, as a fuel in Finland, was quite insignificant at the beginning of the 1970s, with a 0.1 % share of the primary energy input, but with rising import fuel prices, peat has gained a strong position, with a 6 % share of the primary energy input and a 16 % share of LCP fuels in 1998. In Finland, peat consumption at large combustion plants was 1.81 Mt, i.e. 16 % of the total LCP fuel used. In Ireland, 2.9 Mt of peat accounted for about 11 % of fuel used in a thermal power plant in 2001.

Peat bogs deep and large enough for economic peat production occur in all parts of Finland, and only a small fraction of them are being exploited, because no demand for peat can be found at an economical distance. Peat is a relatively clean fuel characterised by low ash and sulphur contents, typically around 5 % and 0.5 % respectively of dry substances. Peat has a high volatile content and is very reactive if its moisture content falls below 40 % (see Table 5.16). For large-scale use, it is typically used as milled peat, produced during May to August and dried to 45 to 60 % moisture by the sun and wind on the production site and subsequently stored next to the production site. With respect to the high moisture content, peat is comparable to lignite, while, in terms of dry substance, it is closer to biomass than to lignite.

	Steam coal 1)	Milled peat	Bark	Wood 2)	Heavy fuel oil	Natural gas
Moisture %	10	50	55	40	0.5	<0.1
Ash % of dry matter	14	3-6	2-3	0.4	<1	0.0
Volatile matter in dry fuel %	25-35		70-80	80-90		
Sulphur of dry substance %	<1	0.5	<0.2	0.05	<1	0.0
Fuel nitrogen compounds %	1	1.7	0.5	0.5	0.3	0.05
Cl (mg/MJ fuel LHV) 3)	<0.1		<0.03	<0.01		
As (mg/MJ fuel LHV) 3)	0.14	0.1	0.01	0.01	0.04	
Cd (mg/MJ fuel LHV) 3)	0.15	0.004	0.015	0.01-1.1	-	-
Hg (mg/MJ fuel LHV) 3)	0.003	0.003	0.1	0.001-0.009	<0.0001	-
Ni (mg/MJ fuel LHV) 3)	0.4	0.3	0.04	0.03	0.9	-
Pb (mg/MJ fuel LHV) 3)	0.5	0.3	0.15	0.1 - 0.7	0.06	-
Fuel bulk density (kg/Nm^3)	1350	350	350	200	987	
Fuel bulk LHV (GJ/Nm^3)	34.3	2.9	2.5	2.1	40	
LHV of dry substance (MJ/kg)	28.7	20	19	19	40.2	48
Lower heating value (LHV) (MJ/kg)	25.5	8.4	7.2	10.4	40.1	48
Stoichiometric flue-gas (Nm^3/MJ)	0.278	0.383	0.435	0.357	0.277	0.297
Stoichiometric dry flue-gas (Nm^3/MJ)	0.253	0.281	0.291	0.259	0.246	0.239
CO_2 (gCO_2/kWh)	476.1	658.8			402.5	172.8
CO_2 (gCO_2/MJ) (LHV)	90	106-118	113	100	76	54
Power genererated. heat rate (kWh/kWh) (LHV)	2.3	2.3-2.7			2.3	1.8
Emitted CO_2 per electric kWh (g/kWh)	207	244			175	96

LHV-lower heating value
Notes:
1) Polish export coal
2) wood chips
3) order of magnitude figures only.

Table 5.16: Comparison of milled peat to other fossil fuels normally used in LCPs [59, Finnish LCP WG, 2000]

Peat is a voluminous fuel with a low calorific value. It can, therefore, rarely be economically transported over distances of more than c. 100 km. As a result, the number of plants burning peat mainly consists of small-scale local co-generation or heat only plants for small to medium district heating systems. A great number of those plants in Finland are below 50 MW fuel input and, as such, do not qualify as large combustion plants. However, in energy terms, the largest consumer of peat fuel consists of the LCP co-generation and heating plants in the district heating systems of the (mostly inland) cities with populations of 50000 to 200000. Overall, the district heating sector consumed 0.86 Mt of peat in 1998, industrial co-generation and heating plants consumed 0.58 Mt, and the two peat-fired condensing power plants with 155 and 120 MW_e outputs consumed 0.40 Mt.

5.3.3 The efficiency of biomass and peat fired combustion plants

As mentioned earlier, many peat and biomass fired power plants are CHP plants. The co-generation of electricity and heat enables the energy contained in the fuel to be used to its full advantage, and the plant efficiency is thus high (85-90 %). The energy efficiency (fuel efficiency) level for co-generation plants is difficult to determine on a general basis. The efficiency is highly site-specific important issues being the heat load and changes in the heat load, price level and the need for electricity in the market, applied technology, etc. The co-generation of heat and power should be considered as a technical option whenever economically feasible, i.e. whenever the local heat demand is high enough to warrant the construction of the more expensive co-generation plant instead of the simpler heat only plant.

The biomass or peat fired condensing power plants based on fluidised bed combustion are usually smaller in size than the coal-fired plants and the steam pressure and temperature are much lower than with the advanced coal-fired power plants. The heat rate levels for biomass and peat fired FBC power plants are around 3.3-3.6 (power plant efficiency 28-30 %). But only a few plants operate with these fuels for power generation only. Concerning pulverised peat firing, efficiency levels at 38-39 % have been reached in a pulverised peat boiler in Finland.

5.3.4 Emissions to air

5.3.4.1 Emissions to air from biomass fired combustion plants

The emissions of biomass plants depend mainly on the composition of the fuel and the flue-gas treatment but (NO_X excluded) not on the size or combustion technology. NO_X emissions also depend on the combustion characteristics and the presence of a DENOX system. Eurelectric has reported NO_X emissions of between 300-400 mg/Nm^3, dust levels of between 10-50 mg/Nm^3 and, in addition for peat firing, an SO_2 level of 200-400 mg/Nm^3 for new peat and biomass fired plants.

Capacity (MW_{th})	Comb. Tech.	Emission reduction measures	Emissions to air (mg/Nm^3)							Remarks
			SO_2	NO_X	Dust	CO	HF	HCl	NH_3	
50-100	GF (spreader-stoker)	SNCR/ FGD(ds)/FF		179-191	0.7-4.6	39-75		7.7-9.4		Dioxins 0.0014 $ngTE/Nm^3$ PAH 0.003 mg/Nm^3 Cd 0.005 mg/Nm^3 As/PB/Cu/Ni/Zn 0.053 mg/Nm^3 Total Carbon 1.1-1.4 mg/Nm^3
	AFBC	FF	2.3-2.9	164-339	2.2-4	147-178	0.04-0.1	7.3-8.8		Dioxin 0.006-0.013 $ngTE/Nm^3$ Cd+Tl 0.003-0.004 mg/Nm^3 Hg 0.001 mg/Nm^3
100-300	AFBC	FF	10	90	10	150		5		Dioxin 0.008 $ngTE/Nm^3$ PAH 0.1 mg/Nm^3 PCB 11mg/Nm^3

Notes:
GF (Grate firing) **PC** (Pulverised coal combustion) **AFBC** (Atmospheric fluidised bed combustion) **PFBC** (Pressurised fluidised bed combustion)
FGD(w) (Wet flue-gas desulphurisation) **FGD(sd)** (Flue-gas desulphurisation by using a spray dryer) **FGD(ds)** (Flue-gas desulphurisation by dry sorbent injection)
ESP (Electrostatic precipitator) **FF** (Fabric filter) **Pm(..)** (Primary measures to reduce NO_X)
SCR (Selective catalytic reduction of NO_X) **SNCR** (Selective non-catalytic reduction of NO_X)

Table 5.17: Emissions to air from biomass-fired combustion plants (data represents specific biomass fuel and may not necessarily be representative)

Capacity (MW_{th})	Comb Tech.	Emission reduction measures	Electrical efficiency (%)	Fuel efficiency (%)	Specific emissions to air (mg/MJ)					
					SO_2	NO_X	Dust	CO	HF	HCl
50-100	GF									
	AFBC									
100-300	AFBC	Pm (staged air)/ESP			6	57	9			
>300										

Notes:
GF (Grate firing) **PC** (Pulverised coal combustion) **AFBC** (Atmospheric fluidised bed combustion) **PFBC** (Pressurised fluidised bed combustion)
FGD(w) (Wet flue-gas desulphurisation) **FGD(sd)** (Flue-gas desulphurisation by using a spray dryer) **FGD(ds)** (Flue-gas desulphurisation by dry sorbent injection) **ESP** (Electrostatic precipitator) **FF** (Fabric filter) **Pm(..)** (Primary measures to reduce NO_X)
SCR (Selective catalytic reduction of NO_X) **SNCR** (Selective non-catalytic reduction of NO_X)

Table 5.18: Specific missions to air from biomass-fired combustion plants

5.3.4.2 Emissions to air from peat-fired combustion plants

Capacity (MW_{th})	Comb. Tech.	Emission reduction measures	Emissions to air (mg/Nm^3)							Remarks
			SO_2	NO_X	Dust	CO	HF	HCl	NH_3	
50-100	GF									
	PC									
	AFBC									
100-300	PC									
	AFBC	FF	10	90	10	150		5		Fuel (50 % peat and 50 % bark) Dioxin 0.008 ngTE/Nm^3 PAH 0.1 mg/Nm^3
	AFBC	ESP	330-450	300-350						
>300	PC									
	AFBC		540-620	900-1000						

Notes:
GF (Grate firing) **PC** (Pulverised coal combustion) **AFBC** (Atmospheric fluidised bed combustion) **PFBC** (Pressurised fluidised bed combustion)
FGD(w) (Wet flue-gas desulphurisation) **FGD(sd)** (Flue-gas desulphurisation by using a spray dryer) **FGD(ds)** (Flue-gas desulphurisation by dry sorbent injection) **ESP** (Electrostatic precipitator) **FF** (Fabric filter) **Pm(..)** (Primary measures to reduce NO_X)
SCR (Selective catalytic reduction of NO_X) **SNCR** (Selective non-catalytic reduction of NO_X)

Table 5.19: Emissions to air from peat-fired combustion plants

Capacity (MW_{th})	Comb Tech.	Emission reduction measures	Electrical efficiency (%)	Fuel efficiency (%)	Specific emissions to air (mg/MJ)					
					SO_2	NO_X	Dust	CO	HF	HCl
50-100	GF									
	PP									
	AFBC									
100-300	PP									
	AFBC	Pm (staged air) /limestone/ESP			136	99	2			
>300	PP									
	AFBC									

Notes:
GF (Grate firing) PC (Pulverised coal combustion) AFBC (Atmospheric fluidised bed combustion) PFBC (Pressurised fluidised bed combustion)
FGD(w) (Wet flue-gas desulphurisation) FGD(sd) (Flue-gas desulphurisation by using a spray dryer) FGD(ds) (Flue-gas desulphurisation by dry sorbent injection) ESP (Electrostatic precipitator) FF (Fabric filter) Pm(..) (Primary measures to reduce NOX)
SCR (Selective catalytic reduction of NOX) SNCR (Selective non-catalytic reduction of NOX)

Table 5.20: Specific emissions to air from peat-fired combustion plants

5.3.5 Combustion and other plant residues

Properties of biomass and peat ashes

The mineral content of peat ash is very similar to the constituents of sandy soil. Due to the limestone base on which the bogs were formed, peat ash in Ireland typically contains 25-55 % CaO when used as a fuel. The combustion technique applied has an effect on the character of ash produced, although the quality of peat is the determining factor.

Peat ash is formed from mineral matter in peat. The bottom ash from fluidised bed combustion also contains bed sand from the combustion chamber.

Peat fly ash is a fine powder consisting mainly of particles of variable silica, alumina and iron oxide (65-75 %). Other major species are compounds of the alkali and earth alkali metals (10-55 %) and unburned peat particles (0-5 %). Due to the limestone base underlying the peat bogs, peat ash in Ireland typically contains 25-55 % CaO. The fly ash also contains trace elements, i.e. metals.

Ash from combustion with limestone injection

The ash from fluidised bed combustion with limestone injection contains the end-product of the desulphurisation reaction, unreacted calcium oxide and limestone (about 15 wt-%).

Solubility of ash

The solubility of trace elements in fly ash is an important factor when assessing the potential environmental impacts. The alkali and earth alkali metals (e.g. sodium, potassium) and other mineral elements like boron and chlorides are the most soluble compounds. Trace metals in ash are poorly soluble in water.

5.3.6 Potential sources of noise emission

Noise during operation is typically industrial steady noise. Major noise sources at the peat/biomass fired power plant are turbines, generators, boilers, pumps, fans and boosters and peat/biomass handling operations. Most of these are located inside the buildings, so noise is attenuated by wall structures. Operational noise can be restricted by structural means, for instance by encasing or by using silencers.

Special care has to be taken when cutting straw needed for co-firing with coal in pulverised fuel boilers. A good way of cutting straw are using hammer-mills (which have a high noise level). Special attention has also to be paid to subsequent pneumatic transport to the burner.

5.4 Zu betrachtende Techniken für die Bestimmung von BVT für die Verbrennung von Biomasse und Torf

Dieses Kapitel behandelt Techniken, die zur Bestimmung von BVT zwecks Vermeidung oder Verminderung von Emissionen durch Verbrennen von Biomasse und Torf sowie Maßnahmen zur Erhöhung des thermischen Wirkungsgrads in Betracht gezogen werden. Sie sind derzeit alle gegenwärtig kommerziell verfügbar. In diesem Kapitel werden die betrachteten Techniken nur allgemein dargestellt, doch wird für die meisten Techniken im Kapitel 3 eine ausführliche Beschreibung gegeben, und zu einigen Techniken werden im Kapitel 5.2 Beispiele angeführt, um im Einzelnen die Umweltleistung dieser Techniken unter konkreten Bedingungen zu veranschaulichen. Prinzipiell gelten die allgemein im Kapitel 3 beschriebenen Techniken auch in hohem Maße für die Verbrennung von Biomasse und Torf und sollten allgemein auch als Techniken angesehen werden, die bei der BVT-Bestimmung in Betracht gezogen werden. Ausführliche Beschreibungen finden Sie im Kapitel 3.

Um eine doppelte Darstellung im gesamten Dokument zu vermeiden, wird auf das Kapitel Environmental Management Systems (EMS) in Unterpunkt 3.15 verwiesen.

5.4.1 Techniken zum Entladen, Lagern und Umschlagen von Brennstoff

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfah-rungen	medienüber-greifende Aus-wirkungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüstungs-fähig				
Transport und Handhabung von Biomasse und Torf							
Geschlossene Transport-systeme mit Gewebefiltern	Minderung von diffusen Staubemissionen	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Förderbänder in offener Ausführung mit Windschutzschilden	Minderung von diffusen Staubemissionen	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	Förderbänder in offener Ausführung können nur für Stückmaterial (Holzstücken) erwogen werden
Verladen von Biomasse und Torf in geschlossenen Gebäuden unter Nutzung eines Schlauchfilters zur Staubabscheidung	Minderung von diffusen Staubemissionen	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Reinigungsvorrichtungen für Förderbänder	Minderung von diffusen Staubemissionen	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Lagerung von Biomasse, Torf und Zusatzstoffen							
Lagerung von feinstaubigem Brennstoff in geschlossenen Bereichen oder Silos	Minderung Feinstaub	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Getrennte Lagerung von Biomasse-Brennstoff unterschiedlicher Qualitäten	Stabile Feuerungsbedingungen	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Geschlossene Lagerung von Kalk/Kalkstein in Silos mit Staubabscheidung	Minderung Feinstaub	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Versiegelte Oberflächen mit Drainagesystemen	Vermeidung von Boden- und Grundwas-serverschmutzung	möglich	möglich	groß	keine	Extrakosten für Abwasser-behandlung	Aufgefangenes Sickerwasser ist im Klärbassin zu behandeln
Windschilde bei offener Lagerung von Holzstücken usw.	Minderung von diffusen Staubemissionen	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Lagerung von Ammoniak in als Ammoniakwasserlösung	höhere Sicherheit	möglich	möglich	groß	weniger Risiko als Lagerung von unter Druck verflüssigtes Ammoniak	nicht verfügbar	

Tabelle 5.21: Techniken zum Entladen, Lagern und Umschlagen von Brennstoff

5.4.2 Techniken zur Brennstoffvorbehandlung

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienübergreifende Auswirkungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüstungs-fähig				
Brennstoff-trocknung	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	möglich	begrenzte Erfahrungen	erhöhter Wirkungsgrad	Zusatz-kosten für Trockner	Niederwertige Wärme kann aus Prozessen der Energieerzeugung generiert werden, um die Brennstoffenergienutzung zu steigern. Dampftrockner sind äußerst effizient
Biomasse-vergasung	erhöhter Wirkungsgrad der Anlage und geringere Emissionswerte Gas kann als Brennstoff für eine Brennstoffstufung benutzt werden zur Verminderung von NO_X-Emissionen	möglich, aber bisher nur angewandt bei Demonstrationen und Pilotanlagen	möglich, aber bisher nur angewandt bei Demonstrationen und Pilotanlagen	begrenzte Erfahrungen		teuer bei Kleinanlagen	Mittelfristig ist die Vergasung potentiell eine gangbare Alternative für normale Verbrennung, vor allem angesichts der erwarteten elektri-schen Wirkungsgrade von 51-55 %
Pressen von Rinden	erhöhter Feuerungswirkungsgrad	möglich	möglich	groß	hoher BOD-Ausstoß in Wasser,hoher Energiebedarf und hoher Wartungs- und Instandhaltungsaufwand		

Table 5.22: Techniken zur Brennstoffvorbehandlung

5.4.3 Feuerungstechniken

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienüberg reifende Aus-wirkungen	Wirtschaftlich keit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüstungs-fähig				
Kraft-Wärme-Kopplung (KWK)	erhöhter Brennstoff-Wirkungsgrad, weniger Brennstoffverbrauch	möglich	möglich	groß		nicht verfügbar	Torf und Biomasse werden derzeit meistens bei Kraft-Wärmekopplung verwendet aufgrund des hohen Brennstoffwirkungsgrads (75-90 %)
Rostfeuerung	variiert bei unterschiedlichen Bio-Brennstoffen, z.B. Stroh	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Spreader-Stoker-Wanderrost	hoher Ausbrandgrad des Brennstoffs mit geringen Emissionswerten (d.h. von NO_X)	möglich	möglich	in neuen Anlagen praktiziert	keine	nicht verfügbar	
Wirbelschicht-feuerung (SWSF und ZWSF)	hoher Ausbrandgrad des Brennstoffs mit geringen Emissionswerten (d.h. vonNO_X)	möglich	möglich	in neuen Anlagen praktiziert	keine	nicht verfügbar	Gegenwärtig Hauptfeuerungstechnik für Biomasse und Torf
Staubfeuerung für Torf	guter exergetischer Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß		nicht verfügbar	

Table 5.23: Feuerungstechniken

5.4.4 Techniken zur Erhöhung des Wirkungsgrads

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienübergrei-fende Auswirkungen	Wirtschaftlichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüstungs-fähig				
Kraft-Wärme-Kopplung (KWK)	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß		nicht verfügbar	Torf und Biomasse werden derzeit meistens bei Kraft-Wärme-Kopplung verwendet aufgrund des hohen Brennstoffwirkungsgrads (75-90 %) verglichen mit dem elektrischen Wirkungsgrad, der i.d.R. nur um 25 % beträgt.
Änderung der Turbinen-Schaufeln	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	Dampfturbinenschaufeln können während regulärer Wartungsintervalle zu 3-dimensionalen Schaufeln geändert werden.
Regenerative Speisewasser-erwärmung	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	sehr begrenzt	bei neuen und einigen vorhan-denen Anlagen praktiziert	keine	nicht verfügbar	Retrofit für regenerative Speisewas-sererwärmung ist auch bei Sonder-fällen möglich.
Pressen von Rinden	erhöhter Feuerungs-wirkungsgrad	möglich	möglich	groß	hoher BOD-Ausstoß in Wasser, hoher Energiebedarf und hoher Wartungs- und Instandhaltungs-aufwand		
Brennstoff-trocknung	erhöhter Wirkungsgrad, Erweiterung auf mögliche Biomassenbrenn-stoffe, sichere Anwendung	möglich	möglich	begrenzt			Neue technische Alternativen werden entwickelt. Die Einführung von Trocknungssystemen kann 10 % des Brennstoffverbrauchs sparen bei feuchten Brennstoffen wie Torf oder Energieholz. Viele alternative Technologien sind kommerziell verfügbar. Nasse Biomassen sind sicher zu ernten, lagern und transport-tieren. Daher ist es vielfach vorteilhaft den Brennstoff kurz vor der Feuerung zu trocknen.

Tabelle 5.24: Techniken zur Erhöhung des Wirkungsgrads

5.4.5 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Staub- und Schwermetallemissionen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrun-gen	Medienüber greifende Aus-wirkungen	Wirtschaftlichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüstungsfähig				
Gewebe-filter	Minderung der Partikelemissionen, insbesondere Feinstaub (PM 2.5 und PM 10)	möglich	möglich	groß	keine	Investitionkosten für neuen Gewebe-filter sind niedriger als für einen Elektrofilter, aber Betriebskosten sind höher	
Elektrofilter	Minderung der Partikelemissionen	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	

Tabelle 5.25: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Staub- und Schwermetallemissionen

5.4.6 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von SO_2-Emissionen aus torfbefeuerten Anlagen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienübergreifende Aus-wirkungen	Wirtschaftlichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüstungs fähig				
Primärmaßnahmen							
Mitverbrennung von Biomasse und Torf	Minderung von SO_2- und CO_2-Emissionen an der Quelle	möglich	möglich	groß		in Abhängigkeit vom Brennstoff	
Eindüsung von Kalkstein in torfbefeuerten WSF-Kesseln (SWSF und ZWSF)	Minderung von SO_2- und NO_X-Emissionen	möglich	möglich	groß	Höhere Emissionen von N_2O	Kostenangaben werden im Beispiel 5.2.1.1. gemacht	
Sekundärmaßnahmen							
Sprühtrocken-Wäscher	Minderung von SO_2, HF, HCl, Staub	möglich	möglich	groß	deponierungsbedürftige Rückstände	Kostenangaben werden im Beispiel 5.2.1.1. gemacht	
Kalziumhydroxid-Eindüsung in trockner Form vor Schlauch-filter oder Elektrofilter	Minderung von SO_2, HF, HCl, Staub und Hg-Emissionen (falls kombiniert mit Aktivkohle)	möglich	möglich	groß	Niedrige SO_2 -Werte bedeuten geringere Nutzungsmög-lichkeiten für Asche. Hohe Ca/S-Anteile bewirken eine große zusätzliche Menge an Nebenprodukten, die in Elektrofiltern abgeschie-den werden, und ein drastisch veränderte Qualität des Nebenprodukts.	nicht verfügbar	Eindüsung in die Feuerung nur bei SWSF- und ZWSF-Anlagen. Signifikante Ver-schmutzung wur-de für BFB-Anlagen berichtet.

Tabelle 5.26: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von SO_2-Emissionen aus torfbefeuerten Anlagen

5.4.7 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von NO_X- und N_2O-Emissionen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienübergreifende Auswirkungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	Retrofitfä-hig				
Primärmaßnahmen							
geringe Überschussluft	Minderung von NOx-, CO-, und N_2O-Emissionen, auch höherer Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß	Minderung von NOx-Emissionen bewirken höheren Anteil unver-brannten Kohlenstoffs in der Asche	anlagenspe-zifisch	
gestufte Verbrennung	NOx-Minderung	möglich	möglich	groß		anlagenspe-zifisch	
Luftstufung (OFA)	NOx-Minderung	möglich	möglich	groß	bewirkt mehr unver-brannten Kohlenstoff in der Asche	anlagenspe-zifisch	
Abgas-Rückführung	NOx-Minderung	möglich	möglich	groß		anlagenspe-zifisch	
Low-NOx Brenner	NOx-Minderung	möglich	möglich	groß	bewirkt mehr unver-brannten Kohlenstoff in der Asche	nicht verfügbar	Standardmäßige Low-NOxe Brenner sind für Torf nicht verfügbar
Sekundärmaßnahmen							
Selektive nichtkata-lytische Reduktion (SNCR) mit Ammo-niak oder Harnstoff	NOx-Minderung	möglich	möglich	groß	Ammoniakschlupf	anlagenspe-zifisch	
Selektive kata-lytische Reduktion (SCR)	NOx-Minderung	möglich	möglich	groß	Ammoniakschlupf	anlagenspe-zifisch	

Tabelle 5.27: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von NO_X- und N_2O-Emissionen

5.4.8 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienübergrei-fende Auswirkungen	Wirtschaftlich-keit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüstungs-fähig				
Schlackeauschspülung und Transport							
Geschlossener Wasserkreislauf mit Filtrations- oder Sedimentationseinheiten	Verminderter Abwas-serabfluss	möglich	möglich	groß		anlagenspe-zifisch	
Regenerierung von Demineralisierer und Kondensatpolierfiltrierer							
Umkehrosmose	Verminderter Abwas-serabfluss	möglich	möglich	groß		anlagenspe-zifisch	
Ionenaustausch	Verminderter Abwas-serabfluss von ca. 15 bis 50 % des entsalz-ten Wassers	möglich	möglich	groß	Schlamm muss entwässert und entsorgt werden.	anlagenspe-zifisch	
Schlämmung							
Neutralisation		Nur im Fall alkalischer Operation		groß		anlagenspe-zifisch	
Waschen von Kesseln, Lufterwärmer und Abscheider							
Neutralisation und Betrieb im geschlossener Kreislauf oder Ersatz durch Trocken-reinigungsverfahren	Geringerer Abwasserablauf	möglich	möglich	groß		anlagenspe-zifisch	
Oberflächenabfluss							
Sedimentation oder chemische Behandlung und interne Wiederverwendung	Verminderter Abwas-serabfluss	möglich	möglich	groß		anlagenspe-zifisch	

Tabelle 5.28: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen

5.4.9 Techniken zur Behandlung, Verminderung und Wiederverwendung von Verbrennungsrückständen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienüber-greifende Auswirkun-gen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	Retrofit-fähig				
Lagerung, Transport und Behandlung von Asche							
Separate Lagerung von Kesselasche und Flug-asche	Mehr Flexibilität bei Wiederverwendung verschiedener Asche-Bestandteile	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Lagerung in geschlos-senen Silos	Minderung von diffusen Staubemissionen	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Transport in großen Säcken oder Silo-Lastzügen	Minderung von diffusen Staubemissionen	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Verwendung von Biomassenasche							
Nutzung von Biomassen-asche mit geringen Gehalten an Schwer-metallen als Düngemittel	Wiederverwendung von Verbrennungs-rückständen	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	Es ist üblich, die Feinanteile von Biomassenasche abzuscheiden, die sehr hohe Schwermetallanteile aus der Grobasche enthalten. Nur Grobasche kann als Düngemittel verwendet werden (je nach dem Gehalt von Nährstoffen und Bodenparamtern).

Tabelle 5.29: Techniken zur Behandlung, Verminderung und Wiederverwendung von Verbrennungsrückständen

5.5 Beste Verfügbare Techniken (BVT) für die Verbrennung von Biomasse und Torf

Zum besseren Verständnis dieses Kapitels wird das Augenmerk des Lesers zurück auf das Vorwort in diesem Dokument gelenkt, insbesondere auf den fünften Abschnitt: "Hinweise zum Verständnis und Benutzen dieses Dokuments". Die Techniken und zugehörigen Emissions- und/oder Verbrauchswerte oder Wertebereiche, die in diesem Kapitel dargestellt werden, wurden mithilfe eines iterativen Prozesses eingeschätzt, der aus folgenden Schritten besteht:

- Bestimmung der Schlüsselprobleme des Umweltschutzes in dem Sektor, d.h. Emissionen in die Luft und das Wasser, thermischer Wirkungsgrad und Verbrennungsrückstände
- Prüfung der relevantesten Techniken für die Lösung dieser Schlüsselprobleme
- Bestimmung der besten Umweltleistungswerte auf der Basis der verfügbaren Daten in der Europäischen Union und weltweit
- Prüfung der Bedingungen, unter denen diese Leistungswerte erreicht wurden, wie beispielsweise Kosten, medienübergreifende Auswirkungen, hauptsächliche Beweggründe zur Einführung dieser Techniken
- Auswahl der Besten Verfügbaren Techniken (BVT) und der zugehörigen Emissions- und/oder Verbrauchswerte für diesen Sektor allgemein gemäß Artikel 2(11) und Anhang IV der Richtlinie.

Die fachliche Bewertung durch das europäische IPPC-Büro und die relevante Technische Arbeitsgruppe (TWG) hat bei jedem dieser Schritte und der Art, wie die Informationen hier dargestellt werden, eine Schlüsselrolle gespielt.

Aufgrund dieser Einschätzung werden die Techniken und, soweit es möglich ist, die Emissions- und Verbrauchswerte in Verbindung mit der Benutzung der BVT in diesem Kapitel dargestellt, die als insgesamt für diesen Sektor geeignet erachtet werden und in vielen Fällen die momentane Leistungsfähigkeit einiger Anlagen innerhalb des Sektor widerspiegeln. Sofern die "mit den Besten Verfügbaren Techniken verbundenen" Emissions- oder Verbrauchswerte beschrieben werden, ist darunter zu verstehen, dass diese Werte die Umweltleistung repräsentieren, die als Ergebnis der beschriebenen Techniken in diesem Sektor erachtet werden könnte, wobei auf die Ausgewogenheit zwischen damit verbundenen Kosten und Nutzen gemäß der BVT-Definition zu achten ist. Sie stellen jedoch weder Emissionsgrenzwerte noch Verbrauchsgrenzwerte dar und sollten nicht als solche aufgefasst werden. In einigen Fällen kann es technisch möglich sein, bessere Emissions- oder Verbrauchswerte zu erzielen, aber aufgrund der diesbezüglichen Kosten oder medienübergreifenden Auswirkungen werden sie nicht als geeignete BVT für den gesamten Sektor erachtet. Diese Werte können jedoch in spezifischeren Fällen als gerechtfertigt betrachtet werden, wenn besondere Triebkräfte wirken.

Die Emissions- und Verbrauchswerte in Verbindung mit der BVT-Anwendung sind im Zusammenhang mit spezifischen Referenzbedingungen zu sehen (z.B. Mittelungszeiträume).

Das oben beschriebene Konzept der "Werte in Verbindung mit den BVT" muss von dem an anderer Stelle in diesem Dokument benutzten Terminus „erreichbarer Wert" unterschieden werden. Wenn ein Wert als "erreichbar" bezeichnet wird unter Anwendung einer besonderen Technik oder Kombination von Techniken, so sollte das als Wert verstanden werden, dessen Erreichbarkeit über einen wesentlichen Zeitraum mittels einer gut gewarteten und betriebenen Anlage oder eines Verfahrens mithilfe dieser Techniken zu erwarten ist.

Sofern sie verfügbar sind, wurden Angaben über Kosten zusammen mit der Beschreibung der Techniken in den vorherigen Kapiteln gemacht. Sie vermitteln eine grobe Vorstellung über die Höhe der damit verbundenen Kosten. Jedoch hängen die tatsächlichen Kosten für die Anwendung einer Technik stark von der speziellen Situation ab z.B. hinsichtlich der damit verbundenen Steuern, Abgaben und den technischen Merkmalen der jeweiligen Anlage. Es ist nicht möglich, diese standortspezifischen Faktoren vollständig in diesem Dokument zu bewerten. Angesichts fehlender Angaben zu den Kosten können Schlussfolgerungen über die Wirtschaftlichkeit der Techniken aus Beobachtungen der vorhandenen Anlagen gezogen werden.

Es ist beabsichtigt, dass die allgemeinen BVT in diesem Kapitel als Bezugspunkt dienen, anhand dessen die gegenwärtige Leistung einer vorhandenen Anlage bewertet oder eine Empfehlung für eine neue Anlage beurteilt werden kann. Auf diese Art unterstützen sie die Bestimmung geeigneter 'BVT-basierter' Bedingungen für die Anlage oder die Einrichtung allgemein verbindlicher Regeln gemäß Artikel 9(8). Es ist vorgesehen, neue

Anlagen so auszulegen, dass ihre Leistung den hier angegebenen allgemeinen BVT-Werten entsprechen oder sogar besser sind. Es wird auch in Betracht gezogen, dass die Leistung vorhandener Anlagen sich den allgemeinen BVT-Werten nähern oder sie übertreffen könnte, je nach der technischen und ökonomischen Anwendbarkeit der Techniken in jedem Fall.

Obwohl die BVT-Referenzdokumente keine rechtsverbindlichen Normen darstellen, gelten sie als maßgebliche Informationen für die Industrie, die Mitgliedstaaten und die Öffentlichkeit über erreichbare Emissions- und Verbrauchswerte bei der Anwendung spezieller Techniken. Die geeigneten Grenzwerte für einen spezifischen Fall müssen unter Berücksichtigung der Zielstellungen der IVU-Richtlinie und örtlicher Faktoren festgelegt werden.

Um Doppelaussagen in diesem Dokument zu vermeiden, wird auf die BVT über das Umweltschutz-Management System (EMS) im Unterpunkt 3.15.1 verwiesen.

5.5.1 Entladen, Lagern und Umschlagen von Biomasse, Torf und Zusatzstoffen

Die BVT zur Vermeidung von Schadstoffemissionen bezüglich des Entladens, Lagerns und Umschlagens von Biomasse und Torf sowie auch für Zusatzstoffe wie beispielsweise Kalk, Kalkstein, Ammoniak usw. werden in der Tabelle 5.30 zusammengefasst.

Material	Schadstoffe oder andere Wirkungen	BVT
Biomasse und Torf	Staub	• Anwendung von Umschlagtechnik mit minimaler Fallhöhe des Brennstoffs auf die Halde, um Flugstaubentwicklung zu vermindern, insbesondere beim Lagern von feinem Holzmaterial und trocknem Torf; • Wassersprühsysteme zur Verminderung von Flugstaub in den Lagerbereichen; • der Feuchtigkeitsgehalt von Torf muss während des Transports bis zur Anlage mindestens 40 % betragen. Dadurch wird die Bildung von Flugstaub vom Brennstoff vermieden, und die Gefahr von Brandbeschleunigung im Fall der Selbstentzündung verringert; • Aufstellen von Förderbändern in sicheren, offenen oberirdischen Bereichen, so dass Schäden durch Fahrzeuge und andere Ausrüstung vermieden werden können; • Benutzung von Reinigungsvorrichtungen für Förderbänder, um Entstehung von Flugstaub zu minimieren; • für trockenen Torf und staubige Biomasse sind Förderbänder in geschlossener Ausführung vorzusehen mit entsprechend konstruierter, robuster Förder- und Filtertechnik an den Umschlagpunkten, um Staubemissionen zu vermeiden; • Rationalisierung der Transportsysteme, um Erzeugung und Verbreitung von Staub am Standort zu minimieren • Verwendung entsprechender Konstruktionen und angemessene Wartung;
	Wasser-verschmutzung	• Lagerung auf versiegelten Flächen mit Abflussvorrichtung, Sammelbehältern und Wasseraufbereitung zwecks Absetzung • Sammlung von Oberflächenabfluss (Regenwasser) von den Biomasse- und Torflagerbereichen, mit ausgewaschenen Partikeln und Behandlung dieses Sammelwassers (d.h. der abgesetzte Teil) vor dem Abfluss.
	Stabile Verbrennung	• Durchführung von Qualitätsprüfungen bei dem angelieferten Stroh und nachfolgende Datenspeicherung in einem zentralen Logistikcomputer • für das Mitverbrennen verschiedener Arten von Biomasse ist die Verfügbarkeit von zwei oder mehr Lagersystemen sicherzustellen, so dass das zugeführte Brennstoffgemisch auf seine Qualität überprüft werden kann.
	Brandschutz	• Überwachung der Lagerbereiche für Biomasse und Torf, um Feuer durch Selbstentzündung zu erkennen und Bestimmung von Gefahrenstellen.
Kalk und Kalkstein	Staub	• Verwendung Förderbänder in geschlossener Ausführung, pneumatischer Transfersysteme und Silos mit entsprechend konstruierter, robuster Förder- und Filtertechnik an den Beförderungs- und Übergangspunkten des Transportsystems, um Staubemissionen zu vermeiden.
Reines Flüssig-ammoniak	Gesundheits- und Sicherheitsrisi-ko aufgrund von Ammoniak	• zum Umschlagen und Lagern von reinem, flüssigem Ammoniak: Druckbehälter für reines flüssiges Ammoniak >100 m^3 sollte als Doppelwandbehälter gestaltet und unterirdisch angelegt sein; Behälter von 100 m^3 und weniger sollten mittels Glühverfahren gefertigt werden • Vom Sicherheitsstandpunkt aus ist die Benutzung einer Ammoniak-Wasser-Lösung weniger riskant als die Lagerung und Handhabung von reinem flüssigen Ammoniak

Tabelle 5.30: BVT für das Entladen, Lagern und Umschlagen von Biomasse, Torf und Zusatzstoffen

5.5.2 Brennstoffvorbehandlung

Zwecks Vorbehandlung von Biomasse wird insbesondere bei Holz eine Klassifizierung gemäß der Größe und dem Verschmutzungsgrad von Holz als BVT erachtet, um stabile Verbrennungsbedingungen sicherzustellen, den Anteil von unverbranntem Brennstoff in der Asche zu vermindern und somit höchste Emissionen zu vermeiden. Falls das Holz kontaminiert ist, besteht die BVT darin, entsprechend die Art der Kontamination des Holzes festzustellen und die Schadstoffbestandteile jeder bei der Feuerungsanlage eintreffenden Ladung zu analysieren. Um den thermischen Wirkungsgrad von torfbefeuerten Anlagen zu erhöhen, wird das Trocknungssystem als BVT erachtet. Um den Wassergehalt zu verringern und dadurch den thermischen Wirkungsgrad von torfbefeuerten Kesseln zu steigern, gilt das Trocknen durch Zwischenlagerung auf dem Torfstichfeld auch als BVT-Bestandteil.

5.5.3 Feuerungen

Zum Verfeuern von Biomasse und Torf werden die Brennstoffstaubfeuerung, die Wirbelschichtfeuerung (SWSF und ZWSF) sowie die Spreader-Stoker-Rostfeuerung auf Holz-Basis und der wassergekühlte Rüttelrost für Strohfeuerung als BVT erachtet.

Die Anwendung eines fortschrittlichen rechnergestützten Steuerungssystems zum Erreichen einer hohen Kesselleistung mit verbesserten Verbrennungsbedingungen zur Unterstützung der Emissionsminderung stellt ebenfalls BVT dar.

In Bezug auf Rostfeuerungssysteme für Biomasse, sind Spreader-Stoker-Wanderroste Bestandteil der BVT-Schlussfolgerung, da die verursachten Emissionen von Stickstoffoxid (NO_X >200 mg/Nm^3) und Kohlenstoffmonoxid gewöhnlich niedrig sind. Für die Strohfeuerung mittels wassergekühlter Rüttelroste müssen Dampftemperaturen unter ca. 500 °C gehalten werden, um Korrosion zu mindern. Aufgrund ihres geringen Wärmewirkungsgrads wurden torfstaubbefeuerte Anlagen nicht als BVT für neue Anlagen in Betracht gezogen.

5.5.4 Thermischer Wirkungsgrad

Zur Verminderung von Treibhausgasen und insbesondere des CO_2-Ausstosses durch torfbefeuerte Anlagen, aber auch zur Verminderung der Menge von Brennstoff (in diesem Sinn auch Biomasse), die benötigt wird, um eine Wärmeenergieeinheit zu erzeugen, sind die besten verfügbaren Optionen vom heutigen Standpunkt gesehen die Techniken und Betriebsmaßnahmen zur Erhöhung des thermischen Wirkungsgrads.

Für torf- und biomassebefeuerte Kraftwerksanlagen wird die Energieeffizienz als Wärmeaufwandskoeffizient betrachtet (Input an Brennstoffenergie/ Output an Energie an der Anlagengrenze) und als Kraftwerkswirkungsgrad betrachtet, hier der Kehrwert des Wärmeaufwandskoeffizienten, d.h. erzeugte Energie/Brennstoffeingangsenergie in Prozent. Die Brennstoffenergie wird auf den unteren Heizwert bezogen gemessen.

Bei biomasse- und torfgefeuerten Anlagen ist die Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) der technisch und wirtschaftlich weitaus bedeutsamste Weg zur Erhöhung der Energie-(Brennstoff)-Effizienz, da der elektrische Wirkungsgrad bei einer Biomasse- oder torfbefeuerten Anlage üblicherweise gering ist (20-30 %). Die Kraft-Wärme-Kopplung ist somit in diesem Sinn die bedeutsamste BVT-Maßnahme, sofern sie wirtschaftlich machbar ist; d.h. wenn der lokale Wärmebedarf ausreichend hoch ist, um den Bau einer KWK-Anlage zu rechtfertigen, was bei industriellen Anwendungen meistens der Fall ist.

Die exergetische Effizienz (siehe auch Unterpunkt 2.7.5) hinsichtlich des Anlagenbetriebs unter BVT-Bedingungen wird mit 40-42 % angegeben. Der Brennstoffwirkungsgrad einer BVT-Anlage mit Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) wird mit zwischen 75% und 90 % veranschlagt, was einem Wärmeaufwandskoeffizienten von 1.3 bis 1.1 entspricht. Es ist zu beachten, dass diese BVT-Werte nicht unter allen Betriebsbedingungen erreichbar sind. Die Energieeffizienz ist am besten im Auslegungspunkt der Anlage. Die tatsächliche Energieeffizienz kann während der Betriebsdauer der Anlagen, bedingt durch Betriebslastschwankungen, Brennstoffqualität usw. niedriger liegen. Die Energieeffizienz hängt auch vom Kühlsystem der Anlage sowie vom Energieverbrauch des Abgasreinigungssystems ab.

Bei bestehenden Anlagen kann eine Anzahl von Nachrüstungstechniken benutzt werden, um den thermischen Wirkungsgrad zu verbessern. Der Feuerungswirkungsgrad z.B. kann durch eine Vorbehandlung zur Verminderung des Feuchtegehaltes von Biobrennstoffen erhöht werden. Eine Senkung des Feuchtigkeitsgehalts von 60% auf 40% könnte den Wärmewirkungsgrad um mehr als 10 % erhöhen. Das Mitverbrennen von Biomasse in kohlebefeuerten Anlagen führt letztlich auch zu einem signifikant höheren elektrischen Wirkungsgrad.

Allgemein sollen folgende Maßnahmen zur Erhöhung des Wirkungsgrades in Betracht gezogen werden:

- Feuerung: Minimierung des Wärmeverlustes aufgrund von unverbrannten Gasen und Stoffen in festen Abfällen und Verbrennungsrückständen
- höchst möglicher Druck und Temperatur des Arbeitsmediums Dampf
- höchst mögliche Entspannung am Niederdruckende der Dampfturbine durch die möglichst niedrige Kühlwassertemperatur (Frischwasserkühlung)
- Minimieren des Abgaswärmeverlustes (Nutzung der Restwärme oder Fernwärme)
- Minimieren des Wärmeverlusts durch Schlacke
- Minimierung der Wärmeleitungs- und Wärmestrahlungsverluste durch Dämmung
- Minimieren des internen Energieverbrauchs durch geeignete Maßnahmen wie z.B. gegen die Verschlackung des Verdampfers, höherer Wirkungsgrad der Speisewasserpumpe usw.)
- Kessenspeisewasservorwärmung mit Dampf
- verbesserte Geometrie der Turbinenschaufeln

Die Werte der Energie-(Brennstoff-)-Effizienz in Verbindung mit der Anwendung von BVT-Maßnahmen werden in der Tabelle 5.31 veranschaulicht.

Brenn-stoff	**Komb.-Tech.**	**Wärmeeinheitseffizienz (netto) (%)**	
		elektrischer Wirkungsgrad	**Brennstoffeffizenz (Kraft-Wärme-Kopplung, KWK)**
Biomasse	Rostfeuerung	ungefähr 20	75-90 In Abhängigkeit von der speziellen Anlagenanwendung und dem Strombedarf. Kraft-Wärme-Kopplung ist die wichtigste BVT-Maßnahme mit dem Ziel eines hohen Brennstoff-Wirkungsgrades und sollte beachtet werden, sofern der Wärmebedarf hoch genug ist.
	Spreader-stoker	>23	
	WSF (ZWSF)	>28-30	
Torf	WSF (SWSF und ZWSF)	>28-30	

Tabelle 5.31: Bereiche der Thermischen Wirkungsgrade in Verbindung mit der Anwendung von BVT-Maßnahmen

5.5.5 Staub

Zum Entstauben von Abgasen aus biomasse- und torfbefeuerten neuen und bestehenden Feuerungsanlagen gilt als BVT die Anwendung von Schlauchfilterhäusern mit Gewebefiltern oder einem Elektrofilter. In diesem Sinne ist festzustellen, dass bei der Anwendung von schwefelarmem Brennstoff wie beispielsweise Biomasse die potentielle Abscheideleistung infolge der geringen Schwefeldioxidkonzentrationen im Abgas vermindert ist. In diesem Kontext ist der Gewebefilter, der zu einer Staubemission von ungefähr 5 mg/Nm^3 führt, die bevorzugte technische Option zur Staubminderung.

Zyklone und mechanische Sammler allein bilden keine BVT, aber sie können als Stufe zur Vorreinigung im Abgasweg dienen. Die BVT-Schlussfolgerung für das Entstauben und die zugehörigen Emissionswerte werden in der Tabelle 5.32 zusammengefasst. Die diesbezüglichen Staubwerte berücksichtigen die Notwendigkeit der Feinstaubminderung (PM_{10} und $PM_{2.5}$) und der Minderung der Emissionen von Schwermetallen, weil sich diese vorzugsweise an den feineren Staubpartikeln absetzen.

Die mit BVT verbundenen Emissionswerte beruhen auf Tagesmittelwerten unter Normbedingungen mit einem O_2-Wert von 6 % und in einer typische Lastsituation. Bei Höchstlast-, Anfahr- und Abfahrzeiträumen sowie bei Betriebsproblemen der Abgasreinigungssysteme müssen kurze Spitzenwerte, die höher liegen können, berücksichtigt werden

Kapazität (MW_{th})	**Staubemissionsniveau (mg/Nm^3)**		**BVT zum Erreichen dieser Werte**	**Überwachung**	**Anwendbarkeit**	**Hinweise**
	neue Anlagen	bestehende Anlagen				
50-100	5-20	5-30	GF/ESA	kontinuierlich	Neue und bestehende Anlagen	Der Abscheidegrad mittels eines Gewebefilters wird mit 99,95 % und höher veranschlagt und wird daher als erste BVT-Wahl zum Entstauben von biomasse- und torfbefeuerten Anlagen.
100-300	5-20	5-20	GF/ESA	kontinuierlich	Neue und bestehende Anlagen	
>300	5-20	5-20	GF/ESA	kontinuierlich	Neue und bestehende Anlagen	Der Abscheidegrad mittels eines Elektrofilters wird mit 99,5 % oder höher veranschlagt.
Hinweise: **ESA** (Electrostatic precipitator) - Elektrofilter **GF** (Fabric filter) - Gewebefilter						

Tabelle 5.32: BVT zum Entstauben der Abgase von biomasse- und torfbefeuerten Anlagen

5.5.6 Schwermetalle

Der mineralische Gehalt von Brennstoff umfasst verschiedene Stoffe, je nach seinem Ursprung. Biomasse und Torf weisen gewisse Konzentrationen von Spurenelementen auf wie beispielsweise Schwermetalle. Das Verhalten von Schwermetallen im Feuerungsprozess beinhaltet komplexe chemische und physikalische Prozesse. Im Prinzip verdampfen die meisten Schwermetalle während des Feuerungsprozesses und kondensieren im späteren Verlauf auf der Oberfläche der Partikel (Flugasche). Darum ist BVT zur Verminderung der Emissionen von Schwermetallen von Abgasen in biomasse- und torfbefeuerten Anlagen der Einsatz eines Gebewefilters (Minderungsgrad > 99,95 %) oder ein Hochleistungselektrofilter (Minderungsgrad > 99,5 %), wobei der Gewebefilter als erste Wahl in der Hierarchie der BVT zur Entstaubung gesehen werden sollte.

5.5.7 SO_2-Emissionen

Der Schwefelgehalt von Torf ist oftmals gering, und Holzbiomasse enthält praktisch keinen Schwefel. Biomasse aus Holzmaterial kann daher in Wirbelschichtfeuerungen (WSF) ohne Entschwefelung verfeuert werden. Der SO_2-Emissionswert hängt daher vom Schwefelgehalt im Brennstoff ab und liegt typischerweise unter 50 mg/Nm^3 (O_2 = 6 %).

Im Fall der Feuerung mit Torf von höherem Schwefelgehalt oder der Mitverbrennung von Biomasse/Torf mit anderen Brennstoffen wie z.B. Kohle wird die Verminderung von SO_2 durch Primär- und/oder Sekundärmaßnahmen (je nach dem Brennstoffgemisch) als BVT betrachtet.

Heute findet bei neuen kleineren GFA-Kesseln (d.h. <100 MW_{th}) gewöhnlich eine Wirbelschichtfeuerung Anwendung. Für diese Kessel sind die Nassentschwefelungstechniken zu kostenintensiv, um als BVT in Betracht zu kommen, und die Trockeneindüsungsverfahren (*in situ*- Entschwefelung durch Zugabe von Kalkstein oder Dolomit zur Feuerungsschicht) können genügend Wirkung erzielen, um dieselben Emissionswerte zu erreichen. Mittels Kalziumhydroxid-Eindüsung in trockner Form vor dem Gewebefilter oder Elektrofilter ist gleichfalls ein hoher Abscheidegrad möglich. In einigen Fällen erweist sich die Kalksteineindüsung in die Feuerung zusammen mit einer Kalziumoxid-Aktivierungswäsche auch als recht effektiv. Mithilfe dieser Maßnahmen werden auch andere schädliche Emissionen wie HCl eliminiert. Der HCl-Wert in Verbindung mit der BVT-Anwendung wird mit weniger als 25 mg/Nm^3 angegeben.

Der Entschwefelungsgrad bei torfbefeuerten WSF-Kesseln liegt wesentlich niedriger als bei kohlebefeuerten WSF-Kesseln. Der Entschwefelungsgrad mit mäßigen Ca/S-Anteilen (d.h. 3-5) sowohl für torfbefeuerte ZWSF und SWSF liegt bei rund 30-40 %. Der Grad der Entschwefelung steigt nicht über ca. 45 % in SWSF-Kesseln, sogar bei sehr hohen Ca/S-Anteilen. Bei ZWSF lag der höchste erreichbare Grad der Entschwefelung bei etwa 80 %, aber das kann nicht als BVT betrachtet werden aufgrund der sehr großen Menge von verwendetem Kalkstein, wodurch sich Probleme mit dem Endprodukt ergaben und hohe Kosten verursacht wurden. Bezüglich der zirkulierenden Wirbelschichtfeuerung (ZWSF) mit sehr hohem Entschwefelungsgrad der (z.B. >80 %) ist BVT eine Kombination aus Sorbens-Eindüsung in die Feuerung im Zusammenwirken mit einer Sekundärmaßnahme.

Bei zahlreichen WSF-Kesseln werden Torf und verschiedene Arten von Holzbiomasse (Sägespäne, Holzspäne, Rinde usw.) mit verbrannt. Darum kann die Mitverbrennung von Torf und Biomasse als BVT-Option zur SO_2-Minderung und gleichzeitig auch zur Verminderung des CO_2-Ausstosses von torfbefeuerten Anlagen betrachtet werden. Das ist auch der Fall, wenn bei Mitverbrennen von Holz und Torf etwas Schwefel im Torf mit der Holzasche reagiert und als zusätzliches Entschwefelungsagens in WSF-Kesseln fungiert. Durch Mitverbrennung von Kohle mit Biomasse hängen die erreichbaren SO_2-Werte in gewissem Maße von dem Schwefelgehalt der Kohle und dem Grad der Mitverbrennung ab.

Die BVT-Schlussfolgerung über Entschwefelung und die zugehörigen Emissionswerte für die Feuerung von Torf sind in der Tabelle 5.33 zusammengefasst. Die mit BVT verbundenen Emissionswerte beruhen auf Tagesmittelwerten unter Normbedingungen mit einem O_2-Wert von 6 % und in einer typische Lastsituation. Während Höchstlast-, Anfahr- und Abfahrzeiten sowie bei Betriebsproblemen der Abgasreinigungssysteme müssen kurze Spitzenwerte, die höher liegen können, berücksichtigt werden.

Kapazität (MW_{th})	Feuerungstechnik	SO_2-Emissionswert bei BVT-Anwendung (mg/Nm^3)		BVT-Optionen zum Erzielen dieser Werte (nicht erschöpfende Liste)	Anwendbarkeit	Überwachung
		neue Anlagen	bestehende Anlagen			
50-100	SF	200-300	200-300	Kalkstein-Eindüsung Kalziumhydroxid-Eindüsung in Trockenform vor dem Schlauch- oder ESA REA(ht)	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
	WSF (SWSF und ZWSF)	200-300	200-300	Kraft-Wärme-Kopplung von Biomasse und Torf, Kalkstein-Eindüsung Kalziumhydroxid-Eindüsung in Trockenform vor Schlauch- oder ESA REA(ht)	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
100-300	SF	200-300	200-300	Kalkstein-Eindüsung Kalziumhydroxid-Eindüsung in Trockenform vor Schlauch- oder ESA REA(ht)	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
	WSF (SWSF und ZWSF)	150-250	150-300	Mitverbrennung von Biomasse und Torf ; Kalkstein-Eindüsung, Kalziumhydroxid-Eindüsung in Trockenform vor Schlauch- oder ESA REA(ht)	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
>300	SF	50-150	50-200	REA(nass) REA(ht) Meerwasser-Wäsche, kombinierte Techniken für NOx- und SO_2 - Minderung	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
	WSF (SWSF und ZWSF)	50-200	50-200	Mitverbrennung von Biomasse und Torf ; Kalkstein-Eindüsung, Kalziumhydroxid-Eindüsung in Trockenform vor Schlauch- oder ESA REA(ht) oder REA(nass)	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich

Hinweise:
SF (Staubfeuerung) **SWSF** (stationäre Wirbelschichtfeuerung)
ZWSF (Zirkulierende Wirbelbettfeuerung) **DWSF** (Druckwirbelschicht-Feuerung)
REA(nass) (nasse Abgas-Entschwefelung) **REA(ht)** (Abgasentschwefelung mittels Sprühtrockner)

Tabelle 5.33: BVT zur Vermeidung und Verminderung von Schwefeldioxiden aus torfbefeuerten Anlagen

5.5.8 NO_X-Emissionen

Allgemein wird bei biomasse- und torfbefeuerten Anlagen die Verminderung von Stickstoffoxiden (NO_X) mithilfe einer Kombination aus Primär- und/oder Sekundärmaßnahmen (z.B. SNCR und SCR) als BVT betrachtet. Die betreffenden Stickstoffverbindungen sind Stickstoffoxid (NO) und Stickstoffdioxid (NO_2), die gemeinsam als NO_X bezeichnet werden, und insbesondere bei WSF-Kesseln der Ausstoß von Distickstoffoxid (N_2O).

Bei der Rostfeuerung von Biomasse, vor allem Biomasse auf Holzbasis, wird die Spreader-Stoker-Technik (d.h. Feuerung auf einem luftgekühlten Wanderrost-Stoker) als BVT betrachtet, um die NO_X-Emissionen zu vermindern.

Hinsichtlich torfstaubbefeuerter Anlagen wird die Kombination verschiedener Primärmaßnahmen als BVT erachtet. Das bedeutet z.B. die Verwendung von fortschrittlichen Low-NOxen Brennern kombiniert mit anderen Primärmaßnahmen wie z.B. Abgas-Rückführung, gestufte Feuerung (Luftstufung) und Nachbrennen usw.

Bei WSF-Kesseln, die mit Biomasse oder Torf gefeuert werden, ist BVT die NOx-Ausstoßminderung, die durch Luftverteilung oder Abgas-Rückführung erreicht wird. Es besteht ein geringer Unterschied bei den NO_X-Emissionen zwischen der stationären (SWSF) und der zirkulierenden Wirbelschicht-Feuerung (ZWSF). Die niedrigsten Emissionswerte mit Torf und Biomasse erreichen zirkulierende Wirbelschichtfeuerungen, aber beide Techniken (SWSF und ZWSF) tendieren zu niedrigeren Emissionswerten ohne bislang festgestellte große Unterschiede. Die zugehörigen Emissionswerte sind, unter Verwendung von Verfahren zur primären NO_X-Minderung bei FBC für Torf- und Biomassenfeuerung wie folgt: für SWSF 180-260 mg NO_2/Nm^3 (O_2 = 6 %) und für ZWSF 155-260 mg NO_2/Nm^3 (O_2 = 6 %). Der relative große Bereich ist vor allem in der Änderung des Stickstoffgehalts im Brennstoff (bei Torf zwischen 0,7-2,5%) und der Größe des Kessels begründet. Entschwefelung durch Kalkstein-Eindüsung im Kessel hat laut Bericht die NO_X -Emission um 10-25 mg/Nm^3 (O_2 = 6 %) erhöht.

Zusätzlich stellt die selektive nicht katalytische Reduktion (SNCR) mit der Zugabe von Ammoniak oder Harnstoff in die Feuerung einen Teil der BVT dar. Um Ammoniakschlupf bei Anwendung der SNCR-Technik zu vermeiden, kann eine untere SCR-Katalysatorlage im Bereich der Kesselspeisewasservorwärmung eingebaut werden. Da dieser Katalysator Ammoniakschlupf vermindert, mindert er auch den entsprechenden Anteil von NO_X. In ZWSF-Kesseln, mit der Kombination aus SNCR + SCR, ist eine NO_X-Emission von 50 mg/Nm^3 mit einem Ammoniak-Schlupf unter 5 mg/Nm^3 erreichbar.

Neben der Anwendung von Primärmaßnahmen wird SCR als eine Möglichkeit zur Minderung der NOx-Emissionen betrachtet und somit als Teil der BVT. Bei strohbefeuerten Anlagen dürfte die Anwendung von SCR wegen der schnellen Katalysatorvergiftung aufgrund der Bildung von Kaliumverbindungen nicht möglich sein. SCR wurde Mitte der 90-er Jahre eingeführt, und derzeit arbeiten sechs biomassebefeuerte Kessel mit SCR im Energiesektor. Fünf davon sind Wirbelschichtkessel (ZWSF/SWSF) zur Kraft-Wärme-Kopplung, und einer verfügt über eine kleine Rostfeuerung (40 MW-Mischung aus Biomasse/Torf) zur Kraft-Wärme-Kopplung. Bei allen WSF-Kesseln wird eine Kombination von SNCR und SCR (High-Dust) als vorteilhaft angesehen. Die Rostfeuerung verfügt nur über einen (Low-Dust) SCR. Typische NO_X-Emissionen hinter der SCR-Einrichtung liegen unterhalb von 30 mg/MJ (<90 mg/m^3).

Die BVT-Schlussfolgerung zur Vermeidung und Verminderung von NO_X-Emissionen und die zugehörigen Emissionswerte sind in der Tabelle 5.34 zusammengefasst. Die mit BVT verbundenen Emissionswerte beruhen auf Tagesmittelwerten unter Normbedingungen mit einem O_2-Wert von 6 % und in einer typische Lastsituation. Während Höchstlast-, Anfahr- und Abfahrzeiten sowie bei Betriebsproblemen der Abgasreinigungssysteme müssen kurze Spitzenwerte, die höher liegen können, berücksichtigt werden.

Kapazi-tät (MW_{th})	Feuerungs-technik	NO_X-Emissionswert bei BVT-Anwendung (mg/Nm^3)		BVT-Optionen zum Erreichen dieser Wert (nicht er-schöpfende List)	Anwendbar-keit	Überwa-chung
		neue Anlagen	bestehende Anlagen			
50-100	Rostfeuerung	170-250	200-300	Spreader-Stoker		kontinuier-lich
	SF	150-250	150-300	Kombination aus Pm (z.B. Luft- und Brennstoffstufung, Low-NOx Brenner usw.) SCR	Neue und bestehende Anlagen	kontinuier-lich
	WSF(SWSF and ZWSF)	150-250	150-300	Kombination aus Pm (z.B. Luftverteilung oder Abgas-Rückführung)	Neue und bestehende Anlagen	kontinuier-lich
100-300	SF	150-200	150-250	Kombination aus Pm (z.B. Luft- und Brennstoffstufung, Low-NOx Brenner) bedarfsweise SNCR und/oder SCR	Neue und bestehende Anlagen	kontinuier-lich
	WSF (SWSF, und ZWSF)	150-200	150-250	Kombination aus Pm (z.B. Luftverteilung oder Abgas-Rückführung)	Neue und bestehende Anlagen	kontinuier-lich
>300	SF	50-150	50-200	Kombination aus Pm (z.B. Luft- und Brennstoffstufung, Low-NOx Brenner) bedarfsweise SNCR und/oder SCR	Neue und bestehende Anlagen	kontinuier-lich
	WSF (SWSF und ZWSF)	50-150	50-200	Kombination aus Pm (z.B. Luftverteilung oder Abgas-Rückführung), bedarfsweise SNCR und/oder SCR	Neue und bestehende Anlagen	kontinuier-lich
Hinweis: **SF** (Staubfeuerung) **SWSF** (stationäre Wirbelschichtfeuerung) **ZWSF** (Zirkulierende Wirbelbettfeuerung) **DWSF** (Druckwirbelschicht-Feuerung) **Pm** (Primärmaßnahmen)						

Tabelle 5.34: BVT zur Vermeidung und Verminderung von Stickstoffoxid bei biomasse- und torfbefeuerten Anlagen

5.5.9 Kohlenmonoxid (CO)

BVT zur Minimierung von CO-Emissionen ist die vollständige Verbrennung zusammen mit einer geeigneten Feuerraumgestaltung, Anwendung von hoch effizienten Überwachungs- und Prozesssteuertechniken sowie Wartung des Feuerungssystems. Neben den Feuerungsbedingungen werden die CO-Werte durch ein optimiertes System zur Verminderung von NOx-Emissionen auch auf 50 bis 250 mg/Nm^3 gehalten, wobei Emissionen von WSF-Kesseln typischerweise im unteren Teil des Wertebereichs liegen, während die Emissionen von SF und Rostfeuerung etwas höher sind.

5.5.10 Fluorwasserstoff (HF) und Chlorwasserstoff (HCl)

Der BVT-spezifische Emissionswert für Biomasse- und Torffeuerung ist <25 mg/Nm^3. Bei Brennstoffen, die keine Sorbenseindüsung zur SO_2-Verminderung erfordern und deren immanenter Alkaligehalt nicht ausreicht, um dem BAT-Wert zu entsprechen, ist eine zusätzliche Alkalieindüsung Bestandteil der BVT.

Bei Feuerungsanlagen, in denen Stroh als Brennstoff verfeuert wird, schwanken die HCl-Emissionen zwischen 50 bis 300 mg/Nm^3 (Tagesmittelwert) bei einem typischen Jahresmittelwert von 100 mg/Nm^3. Bei größeren Anlagen mit Strohfeuerung wird die Anwendung eines Nasswäschers oder Sprühtrockenwaschsystems als Bestandteil der BVT angesehen, sofern höhere Mengen von HCl gemessen wurden. Sowohl der Nasswäscher als auch der Sprühtrockenwäscher mindert den HCl-Gehalt (mit einem Abscheidegrad von ungefähr 98 %). SO_2-Emissionen, die bis zu 300 mg/Nm^3 im Rohgas einer strohbefeuerten Anlage ausmachen, können ebenfalls vermindert werden (bei einem Verminderungsrad von 80-95%). In diesem Fall liegt der zugehörige HCl-Emissionswert zwischen 5 und 25 mg/Nm^3.

Wegen der Erzeugung von HCl birgt die Strohfeuerung ein großes Hochtemperaturkorrosionsrisiko, insbesondere im Überhitzerbereich des Kessels.

5.5.11 Ammoniak (NH_3)

Ein Nachteil der SNCR- und SCR-Systeme ist die Emission von unreagiertem Ammoniak in die Luft (Ammoniakschlupf). Als Ammoniakemissionskonzentration in Verbindung mit der Anwendung der BVT werden < 5 mg/Nm^3 betrachtet.

5.5.12 Dioxine und Furane

Bei einigen biomassebefeuerten Anlagen, vor allem holzbefeuerten Anlagen, wurden die Emissionen von Dioxinen und Furanen gemessen, und ein Emissionswert von unter 0,1 ng/Nm^3 wird allgemein als erreichbar erachtet.

5.5.13 Lärm

Mit besonderer Sorgfalt ist bei Schneiden von Stroh zu verfahren, das zum Mitverbrennen mit Kohle in Kohlenstaubfeuerungen verwendet wird. Die BVT für das Strohschneiden besteht in der Anwendung von Schlagmühlen (die einen hohen Lärmpegel verursachen). Besondere Beachtung ist auch dem nachfolgenden pneumatischen Transport zum Brenner beizumessen.

5.5.14 Wasserverunreinigungen

Verschiedene Abwasserströme (siehe auch Kapitel 1) entstehen beim Betrieb von biomasse- und torfbefeuerten Anlagen. Um Wasserverunreinigungen zu vermindern und Wasserverunreinigungen zu vermeiden, werden Maßnahmen, die im Unterpunkt 5.4.8 beschrieben sind, als BVT erachtet und in der Tabelle 5.35 zusammengefasst.

Technik	Hauptsächlicher Umweltnutzen	Anwendbarkeit	
		neue Anlagen	nachgerüstete Anlagen
Nasse REA (nur bedarfsweise gemäß den Bedingungen im Unterpunkt 5.4.8 angewandt)			
Wasseraufbereitung durch Flockung, Sedimentation, Filtration, Ionen-austausch und Neutralisation	Entfernen von Fluorid, Schwermetall, COD und Partikeln	BVT	BVT
Betrieb im geschlossenen Kreislauf	Verringerte Abwasserabfluss	BVT	BVT
Mischen von Abwasser mit Asche	Verhinderter Abwasserabfluss	BVT	BVT
Schlackespülung und -transport			
geschlossener Kreislauf mit Fil-tration oder Sedimentation	Verringerte Abwasserabfluss	BVT	BVT
Regenerierung von Entsalzungsanlagen und Kondensatpolierern Kondensataufbereitung			
Neutralisation und Sedimentation	Verringerte Abwasserabfluss	BVT	BVT
Waschen von Kesseln, Luftvorwärmern und Abscheidern			
Neutralisation und geschlossener Kreislauf oder Ersatz durch trockene Reinigungsverfahren	Verringerte Abwasserabfluss	BVT	BVT
Oberflächenabfluss			
Sedimentation oder chemische Behandlung und interne Wiederverwendung	Verringerter Abwasserabfluss	BVT	BVT

Tabelle 5.35: BVT für Verminderung von Wasserverunreinigungen

Wie zuvor im Unterpunkt 5.4.1 als BVT erwähnt, wurde in Betracht gezogen, dass Biomasse und Torf auf versiegelter Fläche mit Abfluss und Wassersammelbassin zu lagern sind bzw. in Silos oder geschlossenen Lagerbereichen. Das Oberflächenwasser (Regenwasser) aus den Lagerbereichen, das Brennstoff fortspült, sollte vor seiner Ableitung gesammelt und aufbereitet werden (Absetzen). Der zugehörige BVT-Emissionswert im abgeleiteten Wasser wird mit unter 30 mg/l angegeben.

Bei einem Kraftwerk ist es unvermeidbar, dass gelegentlich kleinere Mengen ölverschmutzten Wassers (Waschwasser) auftreten. Ölabscheidebehälter sind allgemein ausreichend, um Umweltschäden zu vermeiden.

Allgemein können die anderen Techniken, die für die Abwasserbehandlung im Kapitel 3 beschrieben werden, auch als BVT für diesen Sektor betrachtet werden.

5.5.15 Verbrennungsrückstände

Die Industrie hat sich der Nutzung von Verbrennugsrückständen und Nebenprodukten gewidmet, anstatt sie auf Deponien zu entsorgen. Die Nutzung und Wiederverwendung gilt daher als bester verfügbare Option.

Es gibt sehr zahlreiche und vielfältige Möglichkeiten zur Wiederverwendung verschiedener Produkte. Jede unterschiedliche Nutzung erfordert spezifische Kriterien für die Aschequalität. Es ist unmöglich, all diese Kriterien in diesem BVT-Referenzdokument aufzuführen. Als Mindestaussage reicht die Feststellung, dass die Qualitätskriterien i.d.R. die strukturellen Eigenschaften der Asche und den Gehalt jeglicher schädlicher Stoffe wie beispielsweise den Anteil von unverbranntem Brennstoff in der Asche, die Löslichkeit der Schwermetalle usw. betreffen.

5.6 Emerging Techniques for the combustion of biomass and peat

Gasification of peat and biomass
Pressurised gasification in an integrated gasification combined cycle (IGCC) is one of the high efficiency technologies which could reduce emissions, including greenhouse gas CO_2, from large scale power production based on solid fuels. Peat is an ideal fuel for gasification because of its high volatile content. The present status in developing biomass-fired IGCC technology in the Nordic countries is such that a demonstration unit is currently under construction in Sweden.

The gasification of straw has only been tested successfully when done together with coal, so the gasification of straw alone needs further development before it could be commercially available.

6 COMBUSTION TECHNIQUES FOR LIQUID FUELS

6.1 Applied processes and techniques

6.1.1 Unloading, storage and handling of liquid fuels

Liquid fuels are supplied by pipeline, ship, train and lorry, depending on the availability of transport systems at the oil-well, refinery and LCP site. Liquid fuels are processed in refineries for direct use in engines, domestic combustion systems and LCPs. Unloading is normally carried out with pipelines.

Fuel oil is stored in vertical steel cylindrical (vented or floating roof) storage tanks. The tank capacity varies from 1000 m^3 to 100000 m^3, depending on the number of tanks and the size of the station. The tanks are generally grouped inside a bund (retention basin), which can hold all or a part of the volume (e.g. 50-75 % of the overall maximum capacity of all the tanks but at least equal to the maximum volume of the largest one) of stored fuel oil in the event of a leak or other damage to the tanks (e.g. fire, explosion, pipe breakage, etc.). The bund must be perfectly sealed and should incorporate oil interceptors to prevent the discharge of oil into site run-off water.

Depending on climatic conditions at the site and the type of fuel oil stored, storage tanks may need to be equipped with heating systems to bring the fuel oil (in particular heavy fuel oil (HFO)) up to the appropriate temperature for its transfer and in order to ensure correct atomisation in the burner,.which is an important pollution control technique. In such cases, the tanks have to be properly insulated. There are two types of heating systems which can be generally used to warm up the fuel oil: ‘bottom’ heaters, which warm up the entire volume of fuel oil; or ‘recovery’ heaters, which are located just before the suction piping and heat up the fuel oil only as it is leaving the storage tank. Note, light distillate oil does not need to be heated for pumping or for atomisation.

The venting of gases from the storage tank back into the delivery tank is frequently practised unless floating roof storage tanks are used. The automatic resealing of connecting hoses is used when liquids are delivered. Delivery connections are sited inside the bund.

Regular checks of the tank contents to identify leaks and to check the fill level are common practice. Automatic systems, incorporating alarms, are used to check the fill level. Inertised atmospheres are occasionally used. Regular checks of the storage facilities and piping are common practice and part of good plant management.

Pipelines used for liquid fuel delivery incorporate intermediate tank storage. Fuel distribution from the site storage tanks to the burners is usually by overhead pipelines or by service trenches, or less commonly by buried pipeline. Barriers are used to protect overhead pipelines against damage. When using underground pipes, ‘state-of-the-art’ is to use double walled pipes with automatic control of the spacing and special constructions (e.g. steel pipes, welded connections with no valves in the underground section, etc.).

If there is a risk of groundwater contamination, the storage area should be impermeable and resistant to the fuel stored. Depending on the flashpoint of the liquid fuel, there may be a danger of explosion.

6.1.2 Pretreatment of liquid fuels

6.1.2.1 Pretreatment of oil used in conventional boilers

Petroleum products, such as heavy and light fuel oils, used as fuel for large combustion plants are processed in a refinery, in order to comply with national and international fuel specifications. The different oil qualities used for different types of LCPs are described in Table 6.13. An important impurity in the combustion of liquid fuels is the amount of sulphur present in the fuel. Although fuel oil can be processed in the refinery to reduce the sulphur content, techniques to reduce the sulphur content of oil are not part of the scope of this document and are, therefore,described the BREF for Mineral Oil and Gas Refineries.

6.1.2.2 Pretreatment of liquid fuels used in gas turbines

Only refined liquid fuels can be used directly in oil-fired gas turbines. The oil has to be raised to the necessary input pressure before combustion in the gas turbine.

Diesel oil, when used as a fuel in modern gas turbines, needs to be treated in order to reduce its sodium, potassium and calcium concentrations and to remove solid impurities, which are otherwise detrimental to the turbine blades. Diesel oil is treated at the 'fuel treatment plant', which comprises diesel oil cleaning units, either a self-cleaning centrifuge unit or an electrostatic type unit, and all the necessary pumps and piping equipment. All the waste from the plant is collected and discharged to the waste water treatment plant.

If heavy fuel oil (HFO) is to be used as the fuel in modern gas turbines, a special treatment procedure is required. In this case, the fuel treatment plant comprises heaters, for heating the untreated HFO (electrical or steam coil type); de-emulsifier dosing systems, for breaking up the oil emulsion; separators (centrifugal or electrostatic type), for removing the solid impurities in the HFO, particularly for fuels with a high ash content; additive dosing systems, for raising the melting point of the vanadium oxidation products; and all the necessary pumps and piping equipment. All the waste from the plant is collected and discharged to the waste water treatment plant.

The main requirements of any fuel for use in gas turbines are:

- high calorific value
- high consistency of heat input to the turbine
- high cleanliness
- low corrosiveness, either to accessories or to hot turbine blades
- low deposition and fouling tendencies, especially on hot turbine blades.

6.1.2.3 Pretreatment of liquid fuels for diesel engines

In order to ensure correct pumping and operating conditions, diesel engines need a continuous supply of cleaned and filtered fuel oil at the correct flow and viscosity (for HFO typically below: 730 cSt at 50 ^{o}C). For heavy fuel oil, HFO treatment plants similar to those for gas turbines are applied, but with the following differences: only centrifugal separators are used and electrical or steam coil type heaters for heating up the HFO to the appropriate temperature (in order to achieve the required injection viscosity typically 12-20 cSt for a good atomisation at the nozzle); and in normal cases, de-emulsifier dosing systems (for breaking up the oil emulsion) are not used, and neither are dosing systems, for raising the melting point of vanadium products.

6.1.3 Oil-fired boilers

Boilers designed for burning liquid fuels such as heavy fuel oil are very similar to boilers that are used for the combustion of coal. A typical heavy fuel oil boiler is shown in Figure 6.1.

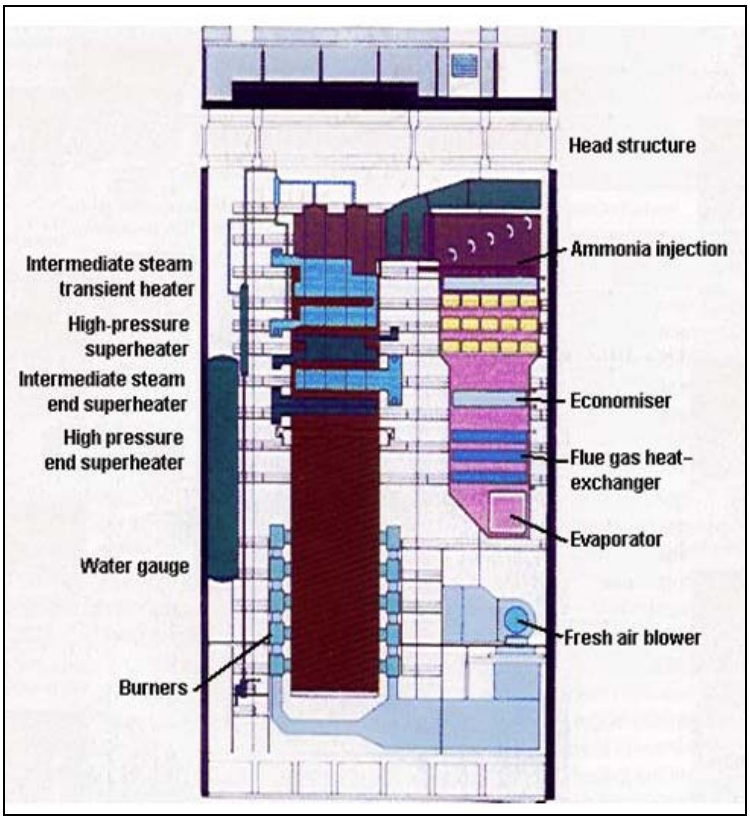


Figure 6.1: Heavy fuel oil boiler
[43, Wienstrom, 2001]

The firing systems used in liquid fuel combustion boilers are similar those used in combustion plants where coal is used as a fuel. To achieve a homogeneous combustion, fine aerosol droplets measuring from 30 to 150 µm are sprayed into the boiler by a mechanical process, or through the action of an auxiliary fluid (air or steam) under pressure, or even through a combination of both.

All burner designs are supplied directly with air. When heavy fuel oil is used, low viscosity is needed at the burner, in order to ensure correct atomisation of the fuel. To obtain this viscosity, the heavy fuel oil must be heated to around 120-140 ºC. Additives are used to improve the combustion of heavy fuel oil.

Wall- or front-firing systems: In horizontally wall-fired systems, the fuel is mixed with combustion air. The burners are located in rows, either on the front wall only or on both the front and rear walls. The latter arrangement is called 'opposed firing'.

Tangential- or corner-firing systems: The tangentially-fired system is based on the concept of a single flame envelope. Both fuel and combustion air are projected from the vertical furnace corner windboxes along a line tangent to a small circle.

There are three major technical issues that need to be taken into consideration when firing heavy fuels:

- the need for heated storage, transportation and additional heating before atomisation, due to the high viscosity of the HFO
- its tendency to form coke particles
- the formation of corrosive deposits.

The first two points are caused by the high molecular weight and the asphaltene nature of some of the constituents. The second and the third points stem from the presence of sulphur, nitrogen, vanadium and other metals in the fuel.

With emulsions, the physical effects of a water addition lead to better combustion properties by improving the atomisation. Micro-explosions are produced as a result of the formation, growth and bursting of vapour bubbles within the superheated droplet. Since the oil can sustain very high temperatures during combustion, the water droplets can be superheated. The emulsion droplet is eventually shattered by the internal formation of water bubbles and their rapid vaporisation. This process is called secondary atomisation, and increases the evaporation surface area and the mixing of the burning species in air. The amounts of particulates and smoke formed are minimised [87, Molero de Blas, 1995].

6.1.4 Oil fired combustion installations for industrial applications (process heater)

Process heaters are sometimes referred to as process furnaces or direct fired heaters. They are heat transfer units designed to heat petroleum products, chemicals, and other liquids and gases flowing through tubes. The liquids or gases flow through an array of tubes located inside a furnace or heater. The tubes are heated by direct fired burners that use standard specified fuels such as HFO, LFO, and natural gas, or the by-products from processes in the plant, although these may vary widely in composition. Vertical furnaces could be oil-fired with a reduced number of air forced burners. This combustion system allows good air control, reduces excess air, improves the energy efficiency and lowers pollutant emissions. Air combustion could be preheated in a way which decreases energy consumption.

Using tubes to contain the load is somewhat unique compared to other types of industrial combustion applications. It was found that heating the fluids in tubes has many advantages over heating them in the shell of a furnace. The advantages include: a better suitability for continuous operation, better controllability, higher heating rates, more flexibility, reduced risk of fire, and the use of more compact equipment.

Heating is carried out to raise the temperature of the fluid for further processing downstream or to promote chemical reactions in the tubes. The primary modes of heat transfer in process heaters are radiation and convection from the energy generated by burning the fuel in the burners. There may be anywhere from 1 to over 100 burners in a typical process heater, depending on the design and process requirements. Burners can be located in the floor; or on the wall on multi-levels, firing vertically upward; or on the wall, firing radially to the centre of the heater [180, Baukal and Schwarz, 2001].

6.1.5 Fluidised bed firing

In fluidised bed boilers (FCBs), liquid fuels (e.g. high sulphur HFO or residues) are sometimes burned supplementary to other fossil fuels such as coal.. Desulphuration occured into the fluidized bed who has to be fed with limestone, Due to the very small amount af ashes produced by oil combustion, limestone consumption could be important. An other effect is the lower NO_X emissions connected with the low combustion temperature into the fluidised bed.

6.1.6 Compression ignition (diesel) engines

In the 1960s and 1970s, engine driven power plants were mostly used for running short-time applications such as emergency and peaking production and small scale power production, but today reciprocating engines are widely used, especially for continuously running power generation applications. Both larger base load engine driven power plants with an output of up to 200 MW_e and decentralised smaller simultaneous heat and power (CHP) production plants are common today worldwide. One reason for this trend is the development in recent decades of high efficiency medium and low speed engines suitable for base load operation. Medium speed diesel engine units with a fuel input of up to 50 MW_{th} or more, gas diesel engines ('high pressure' and 'low pressure (dual fuel)' types) with a fuel input of up to 40 MW_{th} are available on the market. Low speed diesel engine units have a fuel input of 130 MW_{th} or more, and gas diesel engine units have a fuel input of up to 85 MW_{th}.

Nevertheless, in Europe, few such plants exist in interconnected systems for power generation with liquid fuels. The applications are limited to more isolated systems (e.g. operated on islands) where no other fuel supply possibility exists.

The advantages of the reciprocating engine for this kind of application are many, e.g. high thermal efficiency (low fuel consumption), optimum set-up for matching different load demands, short construction time, easy maintenance and robust design.

Other attractive advantages of the engine driven power plant, especially from an environmental point of view, are that these power plants can be located in urban areas or in industrial areas close to the consumers of the heat and electricity. Less transmission lines are then needed and the associated energy losses and land demand can be minimised. Engine driven CHP plants are well suited for, e.g. industry applications, local utility companies, residential and commercial buildings. Heat can be recovered as steam, hot water, hot air, etc. Possible utilisation options for the recovered heat are in district heating/cooling, desalination processes, and to preheat the air for some processes, etc. The optimum heat/power ratio for a reciprocating engine plant is typically about one (in a high grade heat plant) compared to a low grade heat system with typically a heat/power ratio of 3/2 or higher. In many places, the amount of heat utilisation acts as the bottleneck (i.e. the electricity demand is growing, but the heat demand is static), so by using a high grade heat plant, the CHP operation can be implemented more easily.

Diesel engines are fuel flexible and can use fuels such as diesel oil, heavy fuel oil, gas, crude oil, biofuels and even, in a few cases, orimulsion. In a diesel engine, air is forced into the cylinder and is compressed by the piston. Fuel is injected into the cylinder and is ignited by the heat of the air compression. The burning mixture of fuel and air expands, pushing the piston. Finally the products of combustion are removed from the cylinder, completing the cycle. The energy released from the combustion of fuel is transferred to the engine flywheel via the moving piston. An alternator is connected to the rotating engine flywheel and produces electricity.

In heavy fuel oil operation, the fuel is first pre-cleaned and heated in the fuel treatment system before injection into the engine. The filters and separators in the fuel treatment system remove impurities and water in the fuel. The heavy fuel oil is preheated to the required viscosity, for good fuel atomisation at the nozzle. The liquid fuel pressure is boosted to about 1100-1800 bar (dependent on engine type) to achieve a droplet distribution small enough for fast and complete combustion. When operating with light fuel oil no preheating or separation of the fuel is usually needed. The nozzle design for the fuel inlet is one of the key factors for the combustion process.

Combustion is realised partially at constant volume with an increase in the pressure, with the main combustion process occurring at constant pressure. Combustion is not continuous but occurs only during one part of the cycle. End-of-compression pressure and temperature are important parameters to ensure good combustion. Maximum pressure must be limited to prevent damage. The engine materials can bear temperatures of about 1200 °C, which allows a maximum cycle temperature of 2500 °C. Thus the efficiency of this kind of engine is around 40 - 50 %.

The dual fuel engine

The dual fuel engine is a new engine type on the market developed for countries where natural gas is available. The engine type is fuel versatile, it can be run on low pressure natural gas or liquid fuels such as diesel oil (back-up fuel, etc.), heavy oils, etc. and it can operate at full load in both fuel modes. In the gas mode, the engine is operated according to the lean-burn principle, i.e. there is about twice as much air in the cylinder compared to the minimum needed for complete combustion of the gas. This allows a controlled combustion and a high specific cylinder output without immediate risk of knocking or self-ignition. In gas engines, the compression of the air/gas mixture with the piston does not heat the gas enough to start the combustion process, therefore some additional energy needs to be added and this is carried out by injecting a small pilot fuel stream (for instance diesel oil). As a liquid fuel such as diesel oil has a lower self-ignition temperature than gas, the heat in the cylinder close to the top position is enough to ignite the liquid fuel which, in turn creates enough heat to cause the air/gas mixture to burn. The amount of pilot fuel is typically below one to two per cent of the total fuel consumption at full load. This engine works according to the diesel process when liquid fuel is used and according to the Otto-cycle when gas fuel is used. The burning mixture of fuel and air expands, pushing the piston. Finally the products of combustion are removed from the cylinder, completing the cycle. The energy released from the combustion of the fuel is transferred to the engine flywheel via the moving piston. An alternator is connected to the rotating engine flywheel and produces electricity [88, Euromot, 2001].

6.1.7 Liquid fuel-fired gas turbines

Gas turbines powered with liquid fuels (not as the back-up fuel) are very rarely applied in Europe. This is due to the high costs of such fuels, mainly light distillate oil; and the stress imposed by liquid fuels on gas turbine blades and rest systems compared to natural gas. Therefore, applications are very rare and only in those cases where a natural gas supply does not exist. Two types of liquid fuel-fired gas turbines are currently applied: heavy duty gas turbines and gas turbines derived from aeroplane engines, so-called aeroderivatives.

By means of an axial compressor, pressurised air is driven, into the combustion chambers, where the fuel injectors are connected. During the combustion reaction, the gas temperature rises, and at between 1000 and 1350 °C it is introduced into the turbine. These hot gases are depressurised in the turbine, which simultaneously drives both the air compressor and the alternator, which in turn generates electricity. In the ‘open cycle’ configuration, the combustion gases are released directly into the atmosphere at a temperature of >450 °C. The thermal efficiency is then between 30 and 40 %.

Gas turbines (GT) can operate with a wide range of liquid fuels, such as residual fuel naphtha. Gas turbines in general and aeroderivatives in particular run on light distillate fuel oil or on kerosene. For recent designs of turbines, which have high turbine inlet temperatures, the manufacturers’ specifications for fuel supplies are very stringent. They stipulate the physical and chemical properties needed in order to meet both the equipment demands and the environmental standards, particularly with regard to metal contaminants (sodium, potassium, lead, vanadium, calcium), sulphur and ashes.

6.1.8 Co-generation (CHP)

Co-generation uses a single process to generate both electricity and usable heat. Co-generation, i.e. the 'combined generation of heat and power' (CHP), is a proven technology and is mainly applied to industrial plants where both electricity and heat (hot water or steam) are needed. In addition to cost savings, co-generation also yields environmental benefits through using fossil fuels more efficiently. This leads to fewer emissions than the separate generation of electricity and heat and in an optimised fuel and exergetic efficiency.

Steam turbines driven by any fossil fuel-fired boilers have been used for industrial co-generation systems for many years. High pressure steam raised in a conventional boiler is expended within a turbine to generate mechanical energy, which can then be used to drive an electric generator. The power generated depends on how far the steam pressure can be reduced though the turbine whilst still meeting the site heat energy needs.

Stationary engines are also well suited and popular for co-generation (CHP) i.e. for hot water production, steam generation (sometimes with an additional steam turbine for enhanced electrical efficiency), desalination of seawater, district cooling systems and for heating air. The total fuel efficiency of this kind of installation is very high, up to 90 % in some applications. The heat-to-power ratios for engine CHP applications are typically from 0.5 to 1.3. As an example, the specific CO_2 emission for co-generation (CHP) plants is 370 g/kWh (produced electricity + recoverable heat) when operating on HFO (heavy fuel oil) at a total plant efficiency of about 80 % [88, Euromot, 2001].

Gas turbines could be used in specialised co-generation (CHP) plants, as above. Industrial complexes can produce electricity on-site when large heat-to-power ratios exist, i.e. ranging from 1.5 to 3.

6.1.9 Combined cycle combustion

The idea of combined cycles has grown out of the need to improve the simple Joule-cycle efficiency by utilising the waste heat in the turbine exhaust gas. This is a natural solution because the gas turbine is a relatively high temperature machine and the steam turbine a relatively low temperature machine.

Combined cycle combustion systems can be used for liquid fuels in the same way in which they are used for other fuels. Heavy or light fuel oil is sometimes used for additional firing in heat recovery boilers or as a supplementary fuel in natural gas-fired plants, where it can also be used as back-up fuel.

6.1.10 Control of emissions to air

When using heavy fuel oil (HFO), emissions of NO_X and SO_X which lead to air pollution, arise from the sulphur and, to a certain extent, from the nitrogen contained in the fuel. Particulates originate mainly from the ash content and marginally from heavier fractions of the fuel [146, UFIP, 2001]. The presence of particulates can also lead to economic costs to the operators, from losses due to unburned fuel and from deposits in combustion facilities, if the equipment is not well maintained.

6.1.10.1 Control of emissions to air from liquid fuel-fired boilers

6.1.10.1.1 Abatement of particulate emissions

Particulate emissions from the combustion of heavy oils may contain two major fractions [87, Molero de Blas, 1995]:

1. Material arising from the organic content of the fuel and its failure to complete the burnout process:

- unburned hydrocarbons (smoke)
- particulates formed via gas phase combustion or pyrolysis (soot)
- cenospheres produced from cracked fuel or carbon along with ash (coke).

2. Ash from the inorganic content of the fuel:

Smoke may arise from unburned fractions of hydrocarbon fuel exhausted in the form of a fine spray. Such hydrocarbon fractions are the remainders of reactions frozen by thermal quenching. Emissions of unburned hydrocarbons are highest at high equivalence ratios (fuel rich conditions). Their main environmental effect is their reactions in the atmosphere with NO_X and sunlight to form photochemical smog.

Soot is formed in gas-phase reactions of vaporised organic matter in a complex process involving fuel pyrolysis, polymerisation reactions, nucleation, particle growth and burn-out. Fuel droplets burning in envelope flames are subjected to very high temperatures, leading to fuel evaporation and thermal cracking of the large molecular structures, thus resulting in species of higher C/H ratio than the fuel source. Soot is most likely to be formed in fuel rich conditions, and is normally fully burned as it mixes with air at a very high temperature in highly oxidising zones, e.g. as secondary air is injected into the combustion chamber of a gas turbine.

Coke particulates are formed in liquid-phase processes, and contain all the non-soot carbon and also part of the ash material. Such particles are nearly spherical, hollow and porous, and they range in size from 1 to 100 µm.

Ash fouling and corrosion are major problems when burning heavy oils. Vanadium and sodium are the most harmful elements, forming vanadium pentoxide (V_2O_5) and sodium sulphate (Na_2SO_4) respectively. Ash deposits jeopardise heat transfer to metallic surfaces and cause corrosion of the combustion hardware, thus decreasing the equipment lifetime. Values given in the literature [87, Molero de Blas, 1995] show that a mere 0.32 cm thick deposit can cause a 10 % decrease in turbine power.

Solid particulates cause corrosion, erosion and abrasion, all of which reduce the lifetime of the hardware. Carbon particulates may also increase the radiative power of the flame, causing damage to the combustion chamber materials. In addition, there is an economic loss from losing unburned material to the air, which therefore means a decrease in fuel efficiency [87, Molero de Blas, 1995].

Because of the effects mentioned above optimum combustion conditions are important for the minimisation of particle and ash production. Viscous fuel must be preheated before atomising. Additives combine with fuel constituents and combustion products to form solid, innocuous products that pass harmlessly through the combustion equipment and may be used to support the optimum combustion conditions. Additives could largely reduce the amount of unburned carbon to a value as low as 5 % in weight in the collected ashes. Regarding the content of unburned carbon in ash, the target is to achieve the best burnout possible in order to achieve an optimum efficiency or fuel utilisation. However, according to technical and fuel characteristics, a higher content of unburned carbon in ash may happen in HFO firing. Ashes with high content carbon are black while those with low carbon content are yellow or grey.

In older oil-fired boilers, burners with mechanical atomisation were installed. The improved design of burners with steam atomisation gives a more efficient combustion of HFO, and results in lower particulate emissions. PM emission concentrations in the raw gas (before dedusting) of lower than 100 mg/Nm^3 may be achieved, though this depends greatly on the ash content of the HFO.

Particulate emissions are normally reduced by ESPs. Particles are generally collected in an ESP in a dry form, which can then be landfilled in controlled landfills. Ash resulting from fuel oil combustion could have a large amount of carbon content and, in this case, it can be incinerated. However, under good combustion conditions of liquid fuel, low carbon content ash (lower than 20 %) is obtained and it should be landfilled in controlled landfills. Fly ash from oil firing installations is regarded as hazardous waste.

In the older oil-fired boilers, burners with mechanical atomisation were installed. Improved design of burners with steam atomisation have shown more efficient combustion behaviour of HFO, resulting in lower particulate emissions. PM emission concentrations of lower than 100 mg/Nm^3 in untreated raw gas may be achieved, though depending greatly on the ash content of the HFO. The amount of PM can then further be reduced by applying secondary dedusting devices such as ESP.

6.1.10.1.2 Abatement of SO_2 emissions

Sulphur is usually found in hydrocarbon fuels, normally up to a maximum of 3 % by weight, and mostly in organic form, although it also exists as inorganic compounds. Heavy fuel oils usually contain higher amounts of S than other petroleum products, as it tends to concentrate in the residue along with asphaltenes during the refining processes.

At the high temperatures and oxygen concentrations typical of combustion, sulphur combines with carbon, hydrogen and oxygen to form SO_2, SO_3, SO, CS, CH, COS, H_2S, S and S_2. Under such circumstances, almost all of the sulphur is in the '+4' oxidation state, hence SO_2 is the predominant sulphur compound formed in combustion. Even with a 20 % air deficiency, 90 % of the sulphur is in the form of SO_2 and as little as 0.1 % is as SO_3; with SO accounting for the remainder of the sulphur.

At a lower oxygen concentration (40 % deficiency), H_2S, S_2 and HS are also present in significant proportions, while SO_3 is negligible. During combustion, these species are in super-equilibrium concentrations. As the gases cool, their rates of consumption decrease and equilibrium may be 'frozen' before the products reach room temperature [87, Molero de Blas, 1995].

In oxygen rich and in stoichiometric flames which are very close to normal operations in boilers, SO_2 and a very little amount of SO_3 are present. SO_3 has to be as low as possible to minimise H_2SO_4 formation. Sulphuric acid is responsible for corrosion in the coldest sections of the boiler.

Switching to low-sulphur oil might be a technique which can make a significant contribution to SO_2 emissions reduction. A decrease of 0.5 % in the oil sulphur content leads to a decrease in the emission value by about 800 mg/Nm^3 at 3% of oxygen in the waste gas.

Co-combustion, i.e. simultaneously burning of liquid and gaseous or liquid fuel and biomass might also be a technique which could make signifiant contributions to SO_2 emission reduction with an important effect on the local air pollution. Co-combustion could take place in the same burner or in different burners located in the same combustion chamber.

To reduce SO_2 emissions from liquid fuel-fired boilers, especially those burning HFO, some plants apply wet scrubbers. Figure 6.2 shows a wet scrubber applied to an Austrian HFO fired boiler. Wet scrubbing with gypsum as the end-product is the best performing process for desulphuration. Nevertheless, due to economic and operational constraints, it might not be applicable to small and medium sized boilers. For that size boilers, waste gas desulphuration could be carried out with lime or limestone dry processes, lime semi-dry processes, activited carbon processes, or soda and sodium carbonate processes.

Dry desulphuration could be improved by managing an 'open pass' on the inside of the boiler that increases the contact time at a constant of temperature between sorbant and waste gases. The choice between the above processes depends on the required yield of desulphuration and of local considerations, i.e. mainly utilisation or landfilling of desulphuration by-products and residues.

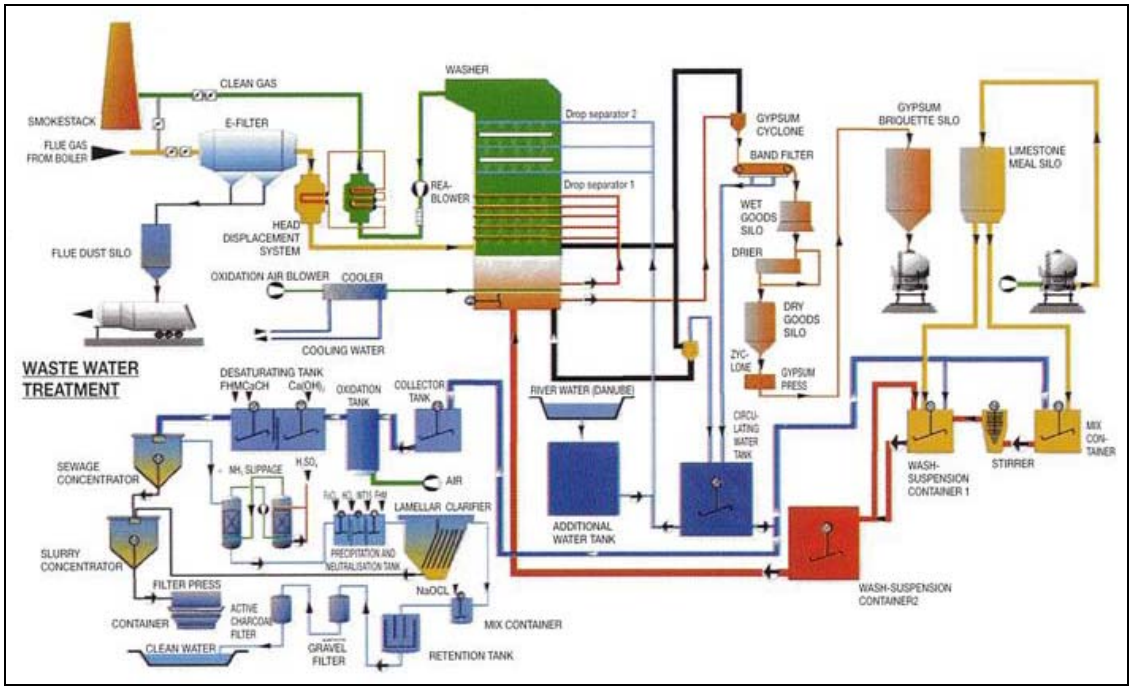


Figure 6.2: Wet FGD process applied to a HFO fired boiler
[43, Wienstrom, 2001]

6.1.10.1.3 Abatement of NO_X emissions

With conventional fuels, the NO_X formation rate very much depends on the gas temperature and the amount of nitrogen in the fuel. Both characterise the most important routes for the formation of NO_X. Thermal NO_X can be controlled through a reduction of the flame peak temperature (e.g. limited combustion chamber load). The NO_X concentration in the exhaust of an oil-fired boiler indicates that the NO_X concentration decreases with excess air. The boiler size also plays an important role in the concentration of NO_X in the flue-gases. Factors such as the method of firing have little influence.

For oil-fired boilers, the usual excess air is in the range of 2-4 % O_2 (in flue-gas). A low excess air combustion will be characterised by 1-2 % O_2. This technique is rarely used alone, but is very often used in combination with '**low NO_X burners**' or '**overfire air**'.

Flue-gas recirculation is more often used in oil- or gas-fired boilers than in coal-fired ones. This technique is often used in combination with low NO_X burners and/or OFA, together achieving a 60-75 % reduction from the original NO_X emission baseline level.

Amongst all the **air-staging** techniques, the most commonly used in oil-fired boilers are 'burners out of service' (BOOS) and 'Overfire Air' (OFA). With modern OFA designs (optimised nozzle design, separated and swirled air flux), the NO_x reduction can be as high as 60 % in tangential firing units.

Flue-gas recirculation type burners are used in oil-fired boilers, matched with the various types of **low NO_X burners** [146, UFIP, 2001] and achieves a corresponding NO_X emission reduction of 20 %. The key point in designing an efficient oil LNB is to ensure a good oil atomisation coupled with the burner aerodynamics, so as not to increase the carbon-in-ash level while decreasing NO_X. Modern LNB designs with a proper oil atomisation system can reach a 50 % NO_X reduction. For oil-fired plants in general, the NO_X emission reduction limits with low NO_X burners are 370 - 400 mg/Nm^3 (at 3 % O_2).

In oil-fired boilers, **reburning** [146, UFIP, 2001] can be implemented with gas or oil as the reburning fuel. Gas is more commonly used than oil. Reburning is interesting for new power plants but is less adapted to existing units. Many existing oil-fired boilers have been equipped with gas/oil reburning during recent years (e.g. Italy has units from 35 to 660 MW_e). It is important to note that these units have all been equipped with at least OFA and flue-gas recirculation at the same time, and some of them with low NO_X burners. The share of the reburning fuel is 10 to 20 % of the total thermal input. The corresponding NO_X reduction is 50 - 80 % from the original NO_X baseline level for oil reburning and 65-80 % for gas reburning.

Secondary measures such as SNCR and SCR systems have been applied to a number of oil-fired combustion plants. In Europe, SCR systems are applied, in particular, in Austria, Germany, Italy and the Netherlands, whereas outside Europe they are mostly applied in Japan. The SCR technology has proven to be successful for liquid fuel-fired power plants.

SNCR processes can be applied to any size oil fired boilers. SNCR processes include liquid NH_3, gaseous NH_3, and liquid urea and solid urea as reduction agents. One of these reduction agents is injected into the boiler chamber in areas where the temperature is around 900 °C. SNCR need a good knowledge of temperature distribution in the combustion chamber at all rates, and a good control of the amount of injected products. Control can be achieved by NH_3 or NO_X monitoring, NO_X reduction could reach 60 % with a NH_3 slip lower than 10 ppm.

6.1.10.2 Control of emissions to air from liquid-fuel-fired process heaters

Due to the wide range of fuels that can be used to operate process heaters, emissions, which are mainly NO_X, SO_2 and dust are vented to the air. To reduce emissions from process heaters, the following abatement strategies are used [180, Baukal and Schwarz, 2001]:

- **combustion modification (primary measures):** There are numerous methods that have been used to modify the combustion process. A popular method is a **low-NO_X burner** design. As in other combustion plants, low NO_X burners such as premixed burners, staged air and staged fuel burners are used to reduce the generation of NO_X emissions. Other ways include low excess air, staging and fuel gas recirculation, water or steam injection, and reburning (e.g. methane reburn). Emissions of NO_X for instance can also be reduced by minimising air infiltration into the heater. Air infiltration, sometimes referred to as 'tramp air' into a heater affects the excess air and can affect the NO_X emissions. The additional benefit from reducing the excess air is the increase in thermal efficiency, this results as any unnecessary air absorbs heat that is then carried out of the stack rather than being used for design purposes

- **co-combustion of oil and gas:** Co-combustion of oil and gas is used in process heaters for several reasons:

  - decreasing SO_2 emissions
  - modification of flame pattern in aim to optimise heat transfer to the tubes
  - utilisation of fuel gas that could not be exported outside of chemical plants or refineries.

- **post-treatment (secondary measures):** The most common secondary measures are selective catalytic reduction (**SCR**) and selective non catalytic reduction (**SNCR**), and dedusting devices, such as ESPs when firing HFO. When using HFO, wet and dry FDG can be applied as well in order to reduce emissions of SO_2. One of the advantages of secondary measures is that multiple exhaust streams can be treated simultaneously, thus achieving economics of scale.

6.1.10.3 Control of emissions to air from liquid fuel-fired (diesel) engines

The main pollutants emitted in the exhaust of a typical diesel engine burning heavy fuel oil (compression ignition engine) include nitrogen oxides (NO_x), particulate matter (PM) and sulphur oxides (SO_x). Thanks to the high efficiency resulting from the high temperature of combustion, emissions of carbon monoxide and unburned hydrocarbons are low. A dual fuel engine in gas mode has low nitrogen oxide (NO_x) emissions and emits some hydrocarbons (HC) and carbon monoxide (CO) emissions.

6.1.10.3.1 Abatement of particulate emissions

When burning heavy fuel oil, the particulate matter mainly consists of the ash content from the fuel oil and to a smaller extent of soot, hydrocarbons and sulphates. When burning light fuel oil, the particulate matter mainly consists of soot and HCs. Secondary cleaning equipment for particulates is currently under development for larger diesel engines. Due to the different temperature and oxygen content of the diesel flue-gas, the electrical properties of the diesel particulates (e.g. resistivity, etc.) are different compared to particulates from a boiler flue-gas, and proper testing of the ESP (electrical precipitator) is needed prior to commercial release. Highly viscous and high sulphur oils are combusted in boiler LCPs. In combination with SO_2 wet scrubbing at these LCPs, the wet ESP technique is applicable as a pretreatment for particulate removal.

A fabric filter (bag filter) needs a protection layer on the surface in order to achieve a sufficiently high reduction rate of particulates. When burning oil, this layer is thin and the performance of the filter is not efficient.

6.1.10.3.2 Abatement of SO_2 emissions

The sulphur oxide emission is related to the fuel (proportional to the sulphur content of the fuel). The primary method to reduce the SO_x emissions is to use a fuel with a lower sulphur content, whenever commercially available.

There are only a few DESOX installations which already exist in connection with diesel engines, and most of these are small or medium sized plants with only limited running experience. It must also be noted that a diesel flue-gas differs from a boiler flue-gas, for instance it has as a high oxygen content which might have an impact on the reactions in the DESOX. The investment cost for a DESOX plant varies a lot according to the chosen method. The operating cost mainly depends on the amount and type of reagent, water, electricity consumptions, maintenance and end-product disposal costs. The DESOX system needs proper maintenance in order to work optimally. Also it is bulky and consequently additional space is needed for the power plant. It must also be noted that due to the high specific flue-gas flow of a diesel engine (lambda typically about 2.7) the size of the DESOX will be relatively big.

Most of the DESOX references in diesel power plants so far are wet scrubbers using a NaOH (about 50 wt-%) water solution as the reagent. The flue-gas is washed with the reagent water solution and the SO_2 is removed. The main components of the system are the reagent storage tank and transportation system, a scrubber with recirculation pumps and an oxidation tank.

Some of the advantages of a wet scrubber using NaOH water solution as the reagent are:

- simplicity
- reliability (no clogging risk)
- good SO_2 removal efficiency
- lower investment costs compared to other DESOX methods (end-product treatments costs are not considered, nor is reheat considered (depends on the applicable legislation).

Some of the drawbacks are:

- expensive reagent
- moderate flue-gas particles reduction
- low exhaust gas temperature (detrimental for flue-gas dispersion)
- high water consumption
- high discharge water flow ('by-product').

In larger diesel power plants, other DESOX methods are often more competitive than the NaOH-DESOX (many engine units can be connected to the same DESOX unit, and consequently the relative investment costs decrease), due to lower operating costs (cheaper reagent, etc.). All DESOX methods need a large amount of make-up water and produce a large amount of end (by)-product, which has to be disposed of in an environmentally sound way. The disposal options for the by-product depends on local and national standards and on the existing infrastructure. These are, therefore, decided on a case-by-case basis.

6.1.10.3.3 Abatement of NO_X emissions

Cost effective and technically suitable primary and secondary exhaust gas cleaning technologies are the focus of today's product development. The application of primary methods to reduce air emissions at source is generally preferable to the trying to remove them after formation from the exhaust gas, often at great expense. During the last decade, NO_X emissions from large liquid fuel-fired diesel engines have been reduced considerably by primary measures as a result of extensive R&D work on the engine, whilst maintaining its high efficiency. Some measures include:

- primary methods for liquid fuel-fired diesel engines, such as a base engine optimised for low NO_X, fuel injection retards, the addition of water (water injection directly into the combustion space or water-in-fuel emulsion or humidification of the combustion air)

- the dual fuel engine (in gas mode) often uses the 'lean burn' technique and as a consequence the NO_X emission is low

- a secondary method applicable for diesel engines, i.e. SCR (Selective Catalytic Reduction).

According to the point mentioned above, the technical measures to reduce NO_X emission can be divided into primary measures and exhaust gas treatment.

Low NO_X combustion concept: One element of the 'low NO_X combustion' concept is the very late fuel injection timing. In this injection retard method, the burning temperature peak is lowered. Initially, the drawback of this method was the increased specific fuel consumption, so to re-establish low fuel consumption, the compression ratio of the engine was increased as a countermeasure, resulting in lower NO_X emissions and no penalty in terms of fuel consumption.

Very late fuel injection timing in combination with a high compression ratio demands a sophisticated modified injection rate as well as costly development of combustion chamber shape design. Sophisticated fuel injection equipment is consequently a key element in this technique. The continuing technological development of the diesel components has made it possible to further optimise the diesel cycle with the 'Miller concept'. In this concept, some components have been further developed, such as the turbocharger, fuel injection pumps, fuel injection nozzles and the camshaft.

Using the low NO_X combustion concept in combination with the Miller concept, NO_X has been reduced by up to about 40 % in today's engines compared to the same engine type at the beginning of 1990s, whilst maintaining high efficiency.

Retarding the start of the injection to reduce the firing pressure is a simple way of reducing NO_X emissions. It reduces the peak combustion temperature level and the combustion process progressively moves into the expansion process. For a modern engine, NO_X reduction by this method is around 10 %.

Engine speed: The emission of NO_X depends on the engine speed. Fuel efficient, large bore, low speed engines tend to have higher NO_X emissions than faster running smaller engines. When the engine speed is lower, NO_X concentrations are higher in the combustion chamber because of the longer time available to form NO_X.

Applying exhaust gas recirculation: Exhaust gas recirculation (EGR) can also be a method for reducing NO_X emissions from large bore engines but it requires solving certain problems associated with the cooling and cleaning of the exhaust gas before it is circulated in the engine. The recirculated gases mainly consist of carbon dioxide, nitrogen and water vapour, which helps to reduce the combustion flame temperature. The clean-up of the exhaust gas leads to an acidic, dirty and oily sludge which must be disposed of and treated. Any traces of sulphuric acid left in the cleaned gas may attack the turbocharger compressors and air coolers. For an EGR up to 15 %, a NO_X reduction of up to 50 % has been reported. However, the above-mentioned problems need to be taken into account by the application of EGR.

Injection of a fuel/water emulsion: NO_X reductions can be obtained by adding fresh water to the fuel and emulsifying the mixture before supplying it to the engine. The fuel/water emulsion is injected through the existing injection pump. The quantity of water injected depends on the operating conditions. A programmed control unit manages the mixing procedure. This method brings the water to exactly where it is needed and optimises the amount of water injected. This amount is limited by the capacity of the engine's injection device. The inert gas effect of the water in the combustion chamber lowers the combustion temperature, which then reduces NO_X production and also the thermal load of the components in the exhaust gas flow. The associated fuel consumption penalty ranges from up to 1 % increase for each 10 % water injection (related to the fuel consumption). The NO_X decrease is almost linear with increasing water injection. It is possible to decrease NO_X emission by 20-30 %. This solution might also influence the remaining harmful components in the diesel exhaust gas, reductions in unburned emissions such as CO and HC have been reported when operating on gasoil using this method. The quality of the emulsion is important since vapour bubbles in the heavy fuel reheating can damage the injection system.

Direct water injection: Direct water injection may be applied as an alternative to emulsified fuels. Depending on the engine type, up to about 40-60 % NO_X reduction is achievable. Direct water injection can only be applied on some liquid fuel fired engine types, this technique is used in some shipping installations only. Fuel consumption increase and the amount of water needed depends on the NO_X reduction rate. This method requires greater modifications to the engine design, due to the need for an additional water injection system and supervision of this system. The amount of water that can be injected is independent of the fuel injection pumps, allowing larger quantities of water to be injected. Corrosion can occur on cylinder heads and pistons, thus increasing maintenance needs.

Humid air injection: Humid air injection mainly consists of a heat-exchanger and humidification cell, which can possibly replace the intercooler. Air, which is relatively hot and dry, is fed into the unit, where the water partly evaporates, reducing the scavenging air temperature. The air fed to the cylinder is nearly saturated in water vapour: the quantity of water absorbed by the engine is controlled by the scavenge air temperature which depends mainly on the water temperature. With this method, a water quantity of about twice the corresponding fuel consumption can be absorbed by the engine. The use of seawater instead of treated water for such devices has been reported without negative effect as regards the plant reliability. This point is particularly interesting for plants located in coastal areas, as the operating cost of such a system is reduced. According to experiences of using humid air injection on engines in France, the maintenance costs decrease, the combustion chambers are cleaner and the lubricating oil consumption decreases as well. NO_X emissions reduced by 70 % have been reported on a medium speed engine.

A high NO_X reduction leads to higher emissions of unburned compounds (CO, HC, smoke etc.). Tests have shown that in practical applications NO_X reductions of up to 50 % is reasonable in order to have acceptable emissions of unburned compounds (CO, etc.). The effects also lead to a beneficial temperature drop, the amount depending on the turbo-charger pressure and how much water vapour is to be added to the combustion air. The air mass through the engine is slightly increased by the water vapour without any additional compression work being needed. Corrosion can occur on valves, pistons and air receivers, thus increasing maintenance needs and costs. Therefore, long term tests are needed in order to estimate the effects of corrosion and possible remediation options.

SCR: To date, several hundred engines in power stations and co-generation plants in Europe, Asia and the US are equipped with SCR. They operate with various grads of liquid fuel, ranging from diesel or fuel oil to low grade heavy fuel oil (180 cSt, 5% S) or residual fuels or even orimulsion. An SCR can be equipped with an additional oxidation layer for the reduction of CO and NH_3, but this is not recommended when operating on liquid fuels (such as HFO) containing sulphur. An oxidation catalyst will oxidise a part of SO_2 to SO_3 and as a consequence additional particulate is formed (sulphate). A larger diesel engine has low emissions of unburned (CO, HC). When the NO_X reduction rate is up to 85-90 %, the SCR system can be controlled by a simple control system, with higher NO_X reduction rates, complicated reagent premixing and injection systems and a more advanced control system are needed. Operators of large diesel engines for power generation often have the task of reducing CO, HCs and particle emissions, as well as NO_X. Often noise pollution must be reduced through the use of silencers. SCR systems including oxidation catalysts bring with them the advantage of being able to address all of these issues in one system. In addition to reducing NO_X emissions by up to 90 %, an 80-90 % reduction in CO and hydrocarbons, a 30 % reduction in particulate matter and a noise reduction 8-10 of dB(A) can be expected for average engine power.

Generally, the reduction agents used in the SCR systems are an aqueous NH_3-solution of about 25 wt-% or an about 40 wt-% urea water solution of about 40 wt-%. In some installations pure ammonia (100 %) is used (mainly due to the price). For applications with varying loads, the engine emissions are measured at different load levels during commissioning. The measured emissions values are then entered into the system controls which ensure that the reduction agent is injected into the exhaust gas stream in the correct quantities for varying NO_X levels. The catalyst type and the SCR reactor size are tailored to the pressure drop constraints of each particular application so that engine performance is not affected [167, Rigby, et al., 2001].

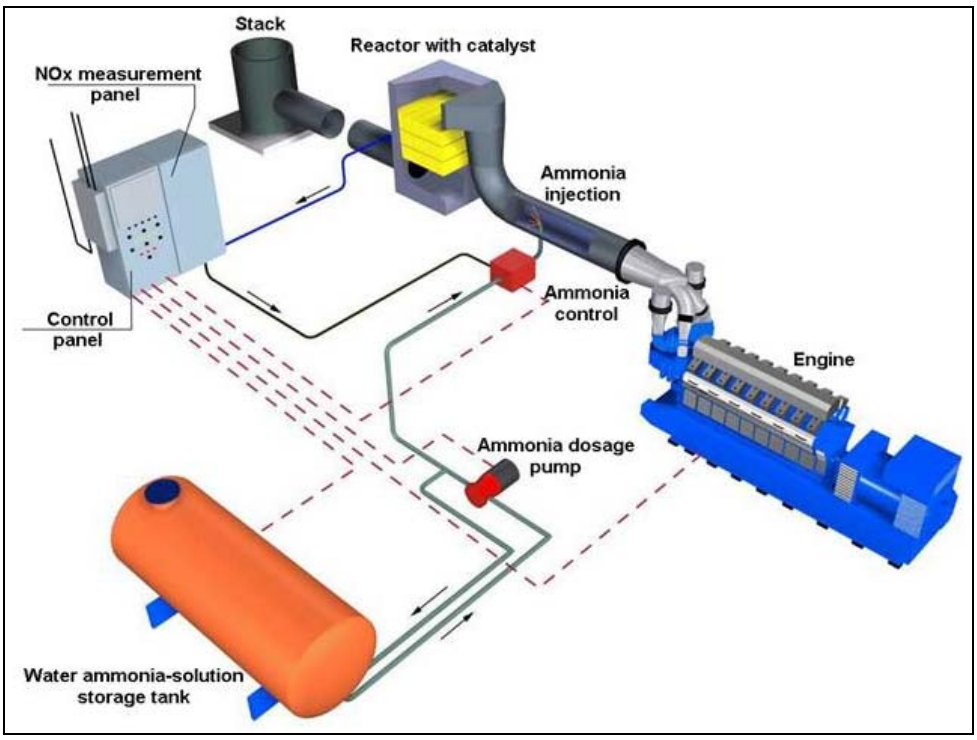


Figure 6.3: SCR system applied to a stationary engine combustion plant [97, Euromot, 2000]

When considering the Anwendbarkeit of SCR in diesel power plants the following four points must be considered:

- firstly, focus should be put on the exhaust gas temperature in order to avoid salt formation on the catalyst elements. A certain minimum flue-gas temperature, which depends on the sulphur content of the fuel, has to be maintained. Some trace metals which might be present in the fuel can act as 'catalyst poisons' and, therefore, the ash content of the fuel to be used should preferably be analysed before the method is installed if low grade heavy fuel oil is utilised. Most diesel plants today equipped with SCR run on low sulphur oils or natural gas. Experience has shown that when operating on heavy fuel oil or other residual fuels, a soot blowing sytem is to be installed in the SCR reactor in order to keep the elements clean and avoid pressure drop increases over the SCR

- secondly, by using urea the transportation and storage risks associated with ammonia can be minimised. In some places, the supply of reagent may be limited by the lack of proper industrial infrastructure

- thirdly, the SCR technology has high capital and operating costs. Each engine has, in general, to be equipped with its own SCR unit due to technical reasons. Operating costs depend on the amount of reagent needed and on the frequency at which the catalytic elements need to be replaced or newly added to maintain the design efficiency of the SCR (after a few years of operation). The used catalytic elements need to be properly disposed of

- finally, the SCR system is recommended to be subject to regular planned maintenance or inspection, e.g. annually, in order to prevent ammonia slip. For instance, with high ammonia 'slips' harmful salt deposits can occur on the internal surfaces of the components sited after the reactor, such as, for example, on the boiler.

6.1.10.4 Control of emissions to air from liquid fuel-fired gas turbines

6.1.10.4.1 Abatement of SO_2 emissions

Switching to low sulphur oil or co-combustion of oil and gas might be techniques that can make a significant contribution to the reduction of SO_2 emissions. The sulphur content of light fuel oil used in gas turbines is determined by the relevant Directive 93/12 (relating to the sulphur content of certain liquid fuels valid in the EU), and should be below 0.05 %. This very low sulphur content ensures insignificant emission levels of SO_2 from gas turbines fuelled by light distillate oil.

6.1.10.4.2 Abatement of NO_X emissions

NO_X formation can be restricted by decreasing the combustion temperature. This is accomplished by the pre-mix burner technique, where fuel is blended with the combustion air in order to avoid excessive peak flame temperatures. This, however, only operates when the unit is operating near full load. A different combustion method must be applied for part-load operation, start-up and shutdown, in order to avoid flashbacks. Steam injection and water injection are also used to reduce combustion temperatures and consequently NO_X.

Applying stage combustion in gas turbines at lower temperatures needs a different design of gas turbines as two pressure stages with separate fuel supplies are needed.

Wet reduction processes: Water or steam is injected into the combustion chambers in order to reduce the combustion temperature, thus avoiding the formation of thermal NO_X. For gas turbines (GT) operating in the 'open cycle' system, water is used for injection, whereas for GTs operating in a 'combined cycle' or co-generation system, steam is more often chosen for the injection.

Some gas turbine combined cycle plants in Europe, particularly in Austria, France, Germany, Italy, and the Netherlands, have also applied **SCR systems** to reduce NO_X emissions. In the US, SCR is commonly used for gas turbines, including those operated with liquid fuels.

6.1.11 Water and waste water treatment

The techniques described for waste water treatment in Chapter 3 are, to a large extent, applied for the purification of waste water from liquid fuel-fired plants (boilers, gas turbines and stationary engines).

Water treatment for oil-fired LCPs has no special requirements. Demineralised water is required to compensate for the blowdown water from the drums and water or steam leakage. The quality of the water has to fulfil the requirements of the boiler manufacturers and therefore water treatment is required. Usually demineralisation is sufficient to meet these requirements.

For the gas turbine and the HRSG, demineralised water is required for the following purposes:

- as make-up water for the HRSG, to compensate for the blowdown water from the drums. If steam or water injection is applied, the water loss has to be compensated for by adding make-up water. The quality has to fulfil the manufacturers requirements and, therefore, water treatment is usually required. Usually demineralisation is sufficient to meet these requirements
- water injection for NO_X abatement (approximately 1 kg water to 1 kg fuel). In France, for instance, the water injection is between 50 and 100 % of the total fuel flow
- for washing the gas turbine compressor, demineralised water is usually used. For online washing, condensate from the water/steam cycle is sometimes used, but more often demineralised water is supplied to a separate water wash unit. For offline washing, a detergent is added to the demineralised water to improve the washing effect.

Operation of the gas turbine and the HRSG (if applied) leads to the following waste water:

- blowdown water from the boiler circulation system. This is water that was used to maintain the quality of the boiler water. The boiler water usually contains additives to protect the boiler from corrosion, such as ammonia, sodium hydroxide and/or phosphates. In practice, this blowdown water is quenched and discharged to sewerage systems or to a water treatment plant if the water does not meet the permit requirements
- waste water from the gas turbine water washing processes can be discharged or has to be considered as chemical waste, depending on the detergents used in the washing and on the materials for disposal from the compressor
- water which is contaminated with oil or oil containing fluids. This is usually collected into a system and treated separately in a water treatment plant
- remaining waste water from the plant, such as scrubbing water. This is normally discharged to the domestic sewerage system.

An engine driven power plant usually preserves its water. The cooling circuits contain about 20 to 30 % of the input fuel energy. The cooling circuit energy must be cooled away, if it cannot be utilised in some other CHP process. A single cycle 130 MW_e oil-fired diesel power plant equipped with cooling towers typically consumes about 220 m^3/h of raw water, compared to a similar size coal/oil based thermal steam turbine plant with cooling towers consuming up to about 500 m^3/h of raw water (no DESOX is considered in the above figures). Air-cooled radiators are very suitable for engine driven plants and if the example 130 MW_e heavy oil-fired diesel plant is equipped with radiators, the make-up water needed (mainly for fuel oil and lube oil separators, make-up water for the engine cooling circuit, turbo wash-water, etc.) is typically in the order of up to only 5 m^3/h.

A result of the lower water requirement is a smaller discharge of waste water, and consequently less thermal pollution of the surrounding watercourse. Another consequence is a lower usage of different water purification chemicals on-site and a reduced risk, therefore, of chemical spillages. Traditional techniques are used in the treatment of the waste water.

6.1.12 Combustion residues and by-products treatment

Oil treatment includes centrifugal separation units and modules, filters, combined cleaning units, and complete fuel conditioning systems. An oil recovery and sludge treatment system by flotation and precipitation is integrated in this treatment system. The oil or fuel recovered is burned in an auxiliary oil-fired boiler.

Final sludges are dewatered, dried, solidified and incinerated, or disposed of by authorised contractors. Water from sludge dewatering, which is contaminated with oil or fluids containing oil, is usually collected in a specific system and discharged separately. Sludge is also collected from the treatment of washing effluents from the air preheaters, boilers from the flue-gas side and from other equipment.

6.2 Examples of applied processes and techniques

This part of Chapter 6 provides a number of examples of techniques and processes currently applied in different liquid fired combustion installations. The aim of the examples is to demonstrate how specific techniques have been applied to new or retrofitted plants in order to ensure a high level of protection for the environment as a whole, taking into account, in each case, the particular site-specific conditions and environmental requirements. However, from the information collected, it is not always clear, if or how each technique described in the examples has been assessed against the definition of BAT given in article 2 (11) of the Directive, as well as against the list of 'considerations to be taken into account generally or in specific cases when determining the best available techniques bearing in mind the likely costs and benefits of a measure and the principles of precaution and prevention' and, consequently, how the technique has been selected and applied. Furthermore, it cannot be assured that the environmental performance presented is constant and continual under all operational conditions, over which time period, whether any problems have been encountered, and what the cross-media effects are. Also, it is not always clear what the driving force is for applying the technique and how the costs and environmental benefits are related in each case. Therefore, the information provided in the following examples is meant only to provide general indications of reported current practice and cannot be considered as appropriate reference points. The techniques that are given as examples arise from information provided and assessed by members of the Technical Working Group as part of the information exchange of LCPs.

6.2.1 Individual techniques to reduce emissions from liquid-fuel-fired large combustion plants

EXAMPLE 6.2.1.1 ADVANCED CONTROL OF LOCAL COMBUSTION CONDITIONS FOR NO_X REDUCTION AND BOILER PERFORMANCE IN FUEL OIL AND ORIMULSION-FIRED BOILERS

Description: The boiler efficiency and NO_X generation in industrial boilers depend largely on the correct distribution of fuel and air in the furnace. The presented control technology relies on the combination of local combustion balancing strategies and the implementation of advanced combustion monitoring systems. This allows the application of stricter combustion controls for solving these common situations of imbalanced combustion scenarios. The system allows gas concentration measurements to be taken in any interior area of the furnace of industrial boilers, especially near the burners. This makes it possible to achieve not only important improvements in performance monitoring and consequently performance (i.e. boiler efficiency, NO_X emissions, slagging, auxiliaries consumption), but also leads to a safer and more flexible operation of industrial boilers. For more detailed information about this technology, see also the example technique in Section 4.2.1.

Anwendbarkeit: Applying a new measurement system inside the furnace of industrial boilers enables the openings to be placed in any location required, with their placement no longer being limited to those inspection ports included in the original design of the boiler. In this way, it is possible to take measurements at the level of each burner in the boiler, without any significant structural modifications to the unit. Therefore, the presented control technology can be applied to both existing plants and new installations. Table 6.1 shows the main characteristics of four existing fuel oil- and orimulsion-fired combustion plants where this advanced control technology is currently being applied. These plants are located in Spain and Italy.

Plant	Boiler Design	Capacity (MW_e)	Burners distribution	Type of fuel	Atomisation
A	Front	40	2 vertical levels (3 burners per level)	Fuel oil	Steam
B	Front	40	2 vertical levels (3 burners per level)	Fuel oil	Air
C	Front	60	3 vertical levels (2 burners per level)	Fuel oil	Steam
D	Tangential	320	5 vertical levels (4 low-NO_X burners per level)	Orimulsion (coal retrofitted)	Steam

Table 6.1: Application of the presented advanced control technology in oil-fired boilers

Achieved environmental benefits: The application of this technology led to NO_X reductions of around 30 %, and at the same time minimised CO emissions. This also led to substantial improvements in the overall plant performance (i.e. in particular in the reduction of steam regulation needs and in the control of SO_3 generation).

Operational data: The optimisation was based on:

- adjustment of the overall excess oxygen, whilst maintaining an adequate local stoichiometry for each burner
- adjustment of the flame type (based on appropriate control of the air inputs)
- identification of the optimum number of active burners for each operating load.

All of these adjustments were made under the premise of appropriate control of the individual operational conditions of each burner, based on the local combustion measurements.

Cross-media effects: In addition to the direct environmental benefits mentioned above, an advanced control of local combustion conditions offers several other advantages such as less fuel required (see also example in Section 4.2.1).

Economics: The investment of this technological approach is currently in the range of EUR 300000 to 700000, depending on the particular characteristics of the unit under consideration (capacity, design, baseline operation, etc.).

Driving force for implementation: Besides reducing the fuel costs and the control of NO_X formation, the main reasons for the application of this technique are the ability to optimise the heat rate or slagging by adjusting the oxygen and temperature distributions within the furnace.

Reference literature: [176, Cañadas and et al, 2001], [177, Rodríguez and et al, 2002], [178, ECSC, 2001].

6.2.2 Improving the environmental performance of existing large liquid-fuel-fired combustion plants

EXAMPLE 6.2.2.1 HEAVY FUEL OIL-FIRED BOILER WITH RETROFITTED FLUE-GAS TREATMENT

Description: Two identical units have a gross power production capacity of 2 x 420 MW_e and a net electrical capacity of 2 x 386 MW at a rated thermal input of 2 x 1007 MW. Crude oil is transported via pipelines to the nearby refinery where heavy fuel oil is produced. The plant was commissioned in 1965 and retrofitted with flue-gas treatment installations in 1990 and 1994. These comprise a wet desulphurisation with a separation efficiency of >90 %, and an SCR installation in a high dust position with a removal efficiency of >70 %. Furthermore, lining the inside of the 180 m high stack with GRP (glass reinforced plastics) reduced the emission of acid particles and dust. The boiler ('Benson', two-draught) is equipped with 14 low NO_X burners (bottom firing), overfire air, and combustion air preheating. The oil is stored in five tanks with a total volume of 340000 m^3. Two of the tanks are isolated for storing warm oil. The electrostatic precipitator (ESP) and the wet flue-gas desulphurisation (FGD) together reduce the dust content of the flue-gas by at least 80 %.

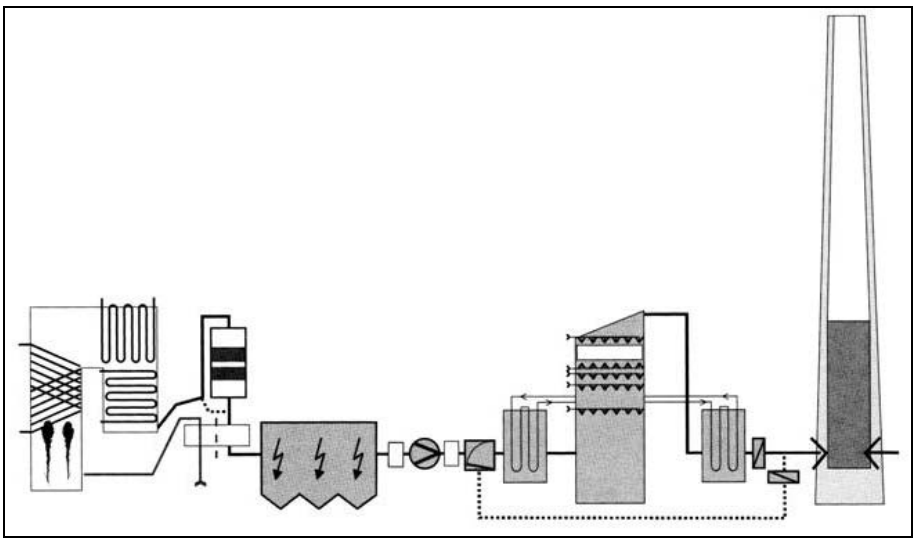


Figure 6.4: Retrofitted heavy fuel oil-fired power plant with SCR, wet FGD and a heat displacement system

Achieved environmental benefits: The retrofitted flue-gas treatment allows comparatively low concentrations of SO_2 and NO_X to be achieved in the clean gas. Retrofitting the stack strongly reduced the impact of acid particles in the plant neighbourhood.

Applicability: The secondary flue-gas treatment can be added to existing heavy fuel oil-fired boilers. Retrofitting the stack for acid particulate emissions control depends on local conditions. Here, the concentration of SO_3 in the clean gas is the most important parameter, as it is soluble in water and can condense on the walls of the stack. This highly acidic fluid is then transported into the adjacent environment. In general, the concentration of SO_3 in flue-gases is reduced by only 20-30 % in the wet FGD system. On the other hand, the FGD lowers the temperature of the flue-gas and the water vapour content increases. These two effects boost the condensation of acid in the stack.

Cross-media effects: Fly ash results from the ESP operation. The wet FGD produces waste water and gypsum. The operation of the flue-gas treatment reduces the electrical net efficiency of the plant.

Operational data: In 1998, the first unit produced 443.5 GWh_e of net electricity during 1544 hours, and the second one 299 GWh_e during 1017 hours in operation. The annual electrical mean net efficiency amounted to 36.7 %, and 961 equivalent full load hours were achieved.

	Monitoring	Measured emission levels (mg/Nm^3) (annual mean value at 3 % O_2)		Specific emissions (g/MWh_e)	
		Unit 1	Unit 2	Unit 1	Unit 2
O_2 content (%)	Continuous	4.5	4.5		
Flue-gas volume flow rate (10^6 m^3/h)	Continuous	1.3 (Full load)	1.3 (Full load)		
Dust (mg/Nm^3)	Continuous	10	15	20.5	30.2
SO_2 (mg/Nm^3)	Continuous	50-250	50-250	52	235
NO_X (mg/Nm^3)	Continuous	121	131	331	355
CO (mg/Nm^3)	Continuous	50	50	20.5	20.7
HCl (mg/Nm^3)	Discontinuous	0.2[1)]	0.1[1)]	0.08	0.04
HF (mg/Nm^3)	Discontinuous	<0.1[1)]	<0.1[1)]	<0.04	<0.04
NH_3 (mg/Nm^3)	Discontinuous		<0.1[1)]		<0.04
Notes: [1)] Mean value of individual results					

Table 6.2: Atmospheric emissions in 1998

The amount of heavy fuel oil fired was 179 kilotonnes, which means a specific consumption of 0.242 kg/kWh_e. The sulphur content of the fuel was 3.5 % and the ash content 0.056 %.

Auxiliary material	Consumption (t/yr)	Specific consumption (g/MWh_e)
HCl, (30 % solution)	122	160
NaOH, (50 % solution)	27	36
Slaked lime	20	27
Crushed limestone	13811	13500
$FeCl_3$, (40 % solution)	14	19
NaOH, (25 % solution)	7.5	10
NH_3,	458	620
Light fuel oil	2952	4200

Table 6.3: Consumption of important auxiliary supplies in 1998

The once-through cooling system needed 97.15 million m^3/yr, which is equivalent to a specific demand of 100000 m^3/h at full load. Waste water is produced during the regeneration of the full water softening installation. The annual mean flowrate of this water was 12 m^3/h. The average AOX concentration is <1 mg/l, which is equivalent to <0.015 g/MWh_e. After adjustment of the pH-value, this waste water is released to the receiving water. Another major source of waste water is the wet FGD. The mean value of the waste water flowrate at full load is 23 m^3/h. The waste water is treated and then discharged to the receiving water with mean concentrations of impurities as shown in Table 6.4.

	Mean values	Number of measurements as a basis for mean values	Mean specific load (g/MWh$_e$)
pH value	9.2	77	
COD (mg/l)	27.9	27	0.83142
N_{total} (mg/l)	85	1	2.533
Zn (mg/l)	0.01	13	0.000298
Cr (mg/l)	<0.1	1	<0.0003
Cd (mg/l)	<0.005	27	<0.00015
Cu (mg/l)	<0.1	1	<0.0003
Pb (mg/l)	<0.1	1	<0.0003
Ni (mg/l)	0.028	4	0.0008344
V (mg/l)	0.03	27	0.000894
Filterable matter (mg/l)	7.3	77	0.21754
Sulphate (mg/l)	2130	27	63.474
Sulphite (mg/l)	<20	(only at plant start-up)	<0.6
Fluoride (mg/l)	3.3	11	0.09834
Hg (mg/l)	0.002	27	0.0000596
Toxicity for fish	<2	(only at plant start-up)	
Note: Data from 1998			

Table 6.4: Concentrations of impurities in the waste water from the desulphurisation plant after treatment

To reduce emissions from the waste water, the water from the regeneration of the cationic demineralisation for the condensate is injected into the boiler. Combined operation, which means the simultaneous blending of oxygen and ammonia, allows for a lower ammonia concentration in the water-steam circuit. Thus, the regeneration rate for the filters of the demineraliser is reduced, which means a decreased water demand. Changing the resin of the ion exchanger in one of the full water softening installations could reduce the water consumption for regeneration. A further reduction in water demand can be achieved by recirculating the condensate and by partially recirculating the filtrate from the gypsum dewatering into the FGD circuit.

	Insulation	Boiler ash	Fly ash	Gypsum and gypsum briquettes
Quantity (t/yr)	12.4	17.7	113.8	1767
Specific quantity (kg/MWh$_e$)	1.08	0.0018	0.0118	1.8
Utilisation/disposal	Recycling	Mine fill	Mine fill	Gypsum and concrete industry

Table 6.5: Residues generated in 1998

The emission limit values for sound depend on nearby residential sites, which in this case are situated at a distance of 530-1200 m. Measures to reduce sound emissions comprise sound proof security valves and overhead noise barriers. Noise levels at the residential sites reach values between 26 and 46 dB(A).

Economics: The investment for the flue-gas control techniques (wet FGD and SCR) amounted to EUR 25 million in total (between 1990 and 1994).

Driving force for implementation: The retrofitting with wet FGD and SCR resulted from the imposition of more stringent emission limit values. The lining of the stack with GRP was necessary due to complaints about acidic deposits. However, applying the new material led to a decrease in the stack corrosion and thus reduced operating costs (e.g. from lower maintenance).

Reference literature: [98, DFIU, 2001].

EXAMPLE 6.2.2.2 PEAK LOAD POWER PLANT CONSISTING OF A BOILER AND GAS TURBINE FIRED WITH LIGHT FUEL OIL, OPTIONAL COMBINED CYCLE OPERATION

Description: The example peak load power plant consists of a gas turbine (260 MW_{th} rated thermal input, 60 MW_e electrical power) and a boiler (838 MW_{th} with fresh air and 655 MW_{th} in combined-cycle operation). The steam turbine generates up to 265 MW_e. In combined cycle operation, the flue-gas of the gas turbine is used as combustion air in the boiler. The power plant was commissioned in 1972 for the firing of heavy fuel oil and was upgraded by a retrofit in 1993 for light fuel oil firing. In 1994, the boiler and the gas turbine were both equipped with a water injection system. Additionally, the burner and the combustion chamber of the gas turbine were exchanged. Demineralised water was injected into the system by lances equipped with cone-shaped nozzles, at pressures between 3 and 22 bar. The water consumption rose to 50 m^3/h for the boiler and 18.7 m^3/h for the gas turbine at full load operation.

Achieved environmental benefits: The injection of water reduces the emissions of NO_X from the gas turbine as well as from the boiler.

Applicability: The injection of water is mainly applied when the NO_X emissions of existing light oil fired plants must be reduced.

Cross-media effects: The primary measure used to reduce NO_X emissions produced neither residues nor waste waters, but consumed large amounts of demineralised water. Furthermore, the electrical efficiency of the whole plant was reduced, as the enthalpy, which has to be spent to effect the vaporisation, remains in the flue-gas and is not re-used. The treatment of the feed-water and the condensate produces sludge and waste water.

Operational data: In 1998, 6976 MWh_e (gross) were produced by the steam turbine and 118 MWh_e (gross) by the gas turbine. The plant was in operation for 74 hours and thus was only used to cover peak loads. Table 6.6 and Table 6.7 summarise the atmospheric emissions in 1998.

	Measurement	**Measured emission level (daily mean value at 3 % O_2)**	**Specific emissions (kg/TJ_{fuel})**
O_2 content (%)	Continuous	3	
Flue-gas volume flowrate (m^3/h)		853523	
NO_X (mg/Nm^3)	Continuous	143.3	40.5
CO (mg/Nm^3)	Continuous	4.77	1.35

Table 6.6: Atmospheric emissions from the boiler (single operation) in 1998

	Measurement	**Measured emission level (daily mean value at 3 % O_2)**	**Specific emissions (kg/TJ_{fuel})**
O_2 content (%)	Continuous	3	
Flue-gas volume flowrate (m^3/h)		965000	
NO_X (mg/Nm^3)	Continuous	259.7	76
CO (mg/Nm^3)	Continuous	129.8	38

Table 6.7: Atmospheric emissions for a combined cycle operation in 1998

2012.1 tonnes of light fuel oil were fired in the boiler, and 47.9 tonnes in the gas turbine. The once-through cooling system needs about 40000 m^3/h of water from the adjacent river at full load operation. The effluent of the primary cooling system and the waste water from the condensate treatment are dumped to the sewer. Waste water from the feed-water treatment (250 m^3/h at full load) is dumped to the river after neutralisation. The concentrations of impurities in this waste water are summarised in Table 6.8 for the year 1998.

	Results from individual measurements (1998) (mg/l)
AOX	0.023-0.039
COD	10-23
P	0.12-0.2
N	42-45
Zn	0.078
Cr	0.0038
Cd	0.0003
Cu	0.0044
Pb	0.0053
Ni	0.0036

Table 6.8: Concentrations of impurities in the neutralised waste water from feed-water treatment

The main residues are used lubricants and sludge form the water treatment.

Economics: Total investment for the retrofitting of the plant (water injection, new burner and combustion chamber for the gas turbine) amounted to EUR 12.8 million, of which EUR 10.25 million was for retrofitting the gas turbine and the rest was needed for the boiler.

Driving force for implementation: The water injection system was added to comply with emission limit values.

Reference literature: [98, DFIU, 2001].

6.2.3 Environmental performance of new liquid-fuel-fired combustion plants

EXAMPLE 6.2.3.1 HEAVY FUEL OIL/NATURAL GAS-FIRED COMBINED GAS TURBINE-STEAM TURBINE -DISTRICT HEATING POWER PLANT WITH FLUE-GAS CLEANING

Description: The example power plant was designed as a combined gas turbine-steam turbine-district heating plant to run on low sulphur-content heavy fuel oil and natural gas. A schematic layout of the plant is shown in Figure 6.5.

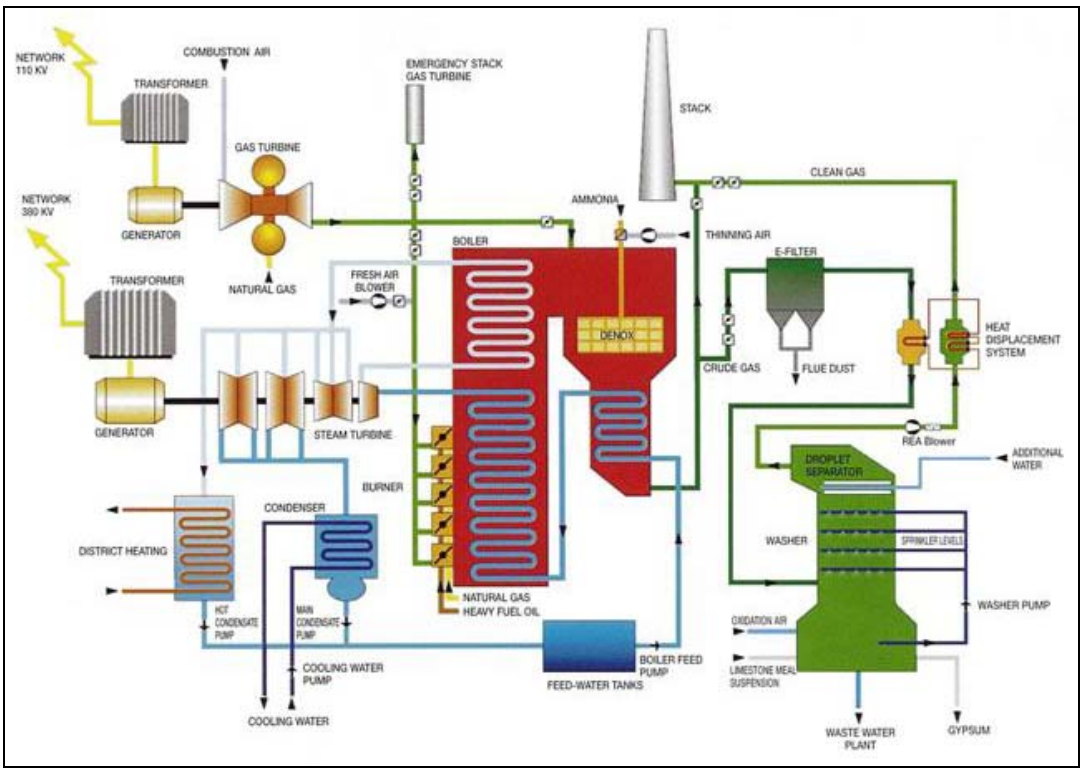


Figure 6.5: Combined gas turbine-steam turbine-district heating power plant burning heavy fuel oil and natural gas
[43, Wienstrom, 2001]

The exhaust gases from the gas turbine are directed into the steam boiler, a Benson double draft forced continuous flow boiler with intermediate superheating and forced draft firing. The gas turbine exhaust gas is used as combustion air, supplying oxygen to the heavy fuel oil/natural gas low NO_X burners (20 combined heavy fuel oil natural gas staged burners; arranged in the form of a whole wall, firing at five levels).

The steam generated in the boiler is used to drive a four-stage condensation-reheat turbine with intermediate superheating. The steam turbine drives the generator which, without the off-take of thermal energy for the district heating network, has an electrical energy output of about 355 MW. With a thermal energy off-take equivalent to about 350 MW, the electrical power output is reduced to 310 MW.

Flue-gas cleaning

- denitrification with low NO_X burners, as a primary measure, followed by a high dust SCR system
- wet limestone scrubber with a forced oxidation gypsum process, for reducing the sulphur dioxide
- electrostatic precipitator (ESP), for de-dusting the flue-gas.

Achieved environmental benefits: The combination of a gas turbine, a steam boiler and a district heating system increases the overall electric efficiency, as well as the fuel efficiency. The measured emission levels are as follows.

Pollutant	Measured emission level (mg/Nm^3)	Rate of reduction (%)	Technique used
NO_X	90	>80	Low NO_X burner as a primary measure and a selective catalytic reduction (SCR) system as a secondary measure, giving an SO_2/SO_3 conversion <2 % (official requirement)
SO_2	60-90	96	Wet limestone scrubber with a forced oxidation gypsum process
CO	15-20		
Dust	10-30	>95	Electrostatic precipitator (ESP). Concentration of dust in the clean gas depends on the operating mode (heavy fuel oil or natural gas)
NH_3	0.1		
Note: Measures continuously measured, daily average, 3 % O_2, heavy fuel oil, full load			

Table 6.9: Overview of measured emissions

The waste water from the FGD plant contains impurities such as metals from fuel and inert material from the limestone. These impurities can be precipitated by adjusting the pH and adding flocculation agents. The sediment can then be separated. The residual slurry is transported to a chamber filter press, dewatered and then discharged.

Pollutant	Concentration (mg/l)	Specific emissions (mg/t heavy fuel oil installed combustion capacity)
As	0.001	
Pb	0.03	20
Cd	0.003	10
Co	0.002	
Cr_{total}	0.03	100
Cu	0.003	100
Hg	0.0001	10
Mn	0.030	
Ni	0.03	100
Sn	0.001	
Tl	0.031	
V	0.073	100
Zn	0.05	200
Fluoride calculated as F	0.1	
Chloride calculated as Cl	400	
Ammonia calculated as N	0.85	
Total phosphorus as P	0.150	
Total Nitrogen as N	76.6	
SO_4	1215	
Sulphide calculated as S	0.1	40
Sulphite calculated as SO_3	10.2	
TOC calculated as C	8.6	
Note: Values as daily composite sample		

Table 6.10: Measured emissions to water after treatment from flue-gas cleaning

Applicability: Gas turbines can be integrated into the design of new installations, but they may also be used for repowering existing liquid fuel-fired boilers. The flue-gas cleaning techniques, both primary or secondary measures such as low NO_X burners, SCR, ESP and wet FGD plants, are applicable to new and existing plants. Out-coupling the heat increases the fuel efficiency but needs a district heating network.

Cross-media effects: The catalyst needs to be washed with oxalic acid after 35000 operating hours. It is estimated that after 42000 operating hours (and washing after 35000 operating hours) the SO_2/SO_3 conversion is about 0.7 % and the catalytic activity 96 %. Part replacement of the catalyst is required after an estimated 70000 operating hours.

The water treatment plant of the FGD system and the dewatering of the by-product gypsum both generate waste water. Gypsum can be used in the cement and construction industry.

Operational data:

Fuel: Heavy fuel oil (2 % S, <100 ppm V, <60 ppm Ni, 40600 kJ/kg calorific value)
Natural gas (36100 kJ/kg calorific value)

Operating hours (reference year 1999):
6566.5 h producing electricity
5937.5 h district heating

Efficiency: $\eta_{el, net}$ = 45.21 % (natural gas)
$\eta_{el, net}$ = 34.35 % (heavy fuel oil, operation without gas turbine)
η_{total} = about 80 % (in the case of district heating)

Monitoring: Continuous measurements of: NO_X, SO_2, CO, dust, O_2, temperature and volume of flue-gas, atmospheric pressure, ambient air temperature and flue-gas volume ($1.1*10^6$ m^3/h)

Economics:

Technique	Investment costs	Operating costs
SCR	EUR 14 million total cost: including construction, catalyst, ammonia storage, pipeworks and control equipment	EUR 1.3 million/yr: including depreciation, energy requirement, staff and maintenance
ESP	EUR 1.44 million	EUR 0.64 million/yr: including fly ash disposal and depreciation
FGD plant	EUR 47.2 million: including relevant auxiliary plants	EUR 7.6 million: including depreciation, limestone and gypsum

Table 6.11: Investment and operating costs of the applied abatement techniques

Driving force for implementation: Increased electrical and fuel efficiency, as well as a reduction of air and water emissions.

Reference literature: [44, Austrian Ministry of Environment, 2000].

EXAMPLE 6.2.3.2 DIFFERENT HFO AND DIESEL POWER PLANT EQUIPPED WITH AN SCR-SYSTEM

Description: The example power plants are situated in Europe and the US. The capacity of the plants range from 21 MW_e to about 49 MW_e. The power plants use heavy fuel oil or diesel as the main fuel. Each engine or plant is equipped with its own SCR (Selective Catalytic Reduction) unit for the NO_X reduction. An additional advantage of SCR systems is its effect of reduceing other pollutants such as hydrocarbons and soot to a certain extent, and as well a sound reduction of about 8-10 dB(A).

Operational Data: In Table 6.12 below, the main performance parameters of HFO and diesel plants are listed.

	Plant A	Plant B	Plant C	Plant D
Location	EU	EU	EU	US
Commissioning year	1997	2002	1999	2001
Plant type	Combined heat and power (CHP) plant	Power generation	Combined Heat and Power (CHP) Plant	Power generation
Fuels	Natural gas (main), gasoil (pilot fuel and back-up	HFO (2-3 % S)	Diesel fuel as main fuel	Light fuel oil (oil nr. 2)
Combustion technique	2 gas diesel engines	2 HFO engines	3 dual fuel engines	30 diesel engines
Capacity	31.6 MW	34 MW	21 MW	49 MW
NO_X performance				
Secondary measure	SCR (reagent: aqueous 33 wt-% NH_3)	SCR (reagent: aqueous NH_3)	SCR (reagent: aqueous urea)	SCR (reagent: aqueous urea)
NO_X without SCR (mg/Nm^3) **at 15 vol-% O_2**	n.a.	1528	1388	1460
NO_X with SCR (mg/Nm^3) **at 15 vol-% O_2**	180 (diesel in back-up mode)	153	150	145
NO_X reduction rate over SCR	n.a.	90 %	89	90
Ammonia slip (mg/Nm^3) **at 15 vol-% O_2**	20	<2.7 fresh catalyst	<2 fresh catalyst	<2 fresh catalyst

Table 6.12: Emission levels of HFO and diesel power plants equipped with SCR

Reference literature: [147, Wärtsilä NSD, 2001], [88, Euromot, 2001], [181, Ceramics GmbH, 2002], [78, Finkeldei, 2000].

6.3 Current consumption and emission levels

6.3.1 Overview of liquid fuels used in large combustion plants

The composition of a particular crude oil is unique and cannot be precisely defined. As a rough guide, it contains alicyclic, cyclic and aromatic hydrocarbons; compounds of S, N and O; and traces of other compounds containing Ni, Fe, V, Mo, Cl, F, etc.

Heavy oils are products derived from crude oils. Thus, their composition varies with that of the source crude. They are composed entirely, or substantially, of the residuals or bottoms from petroleum refining operations, i.e. materials which remain in a condensed form in the processing. The atmospheric distillation temperature for these components exceeds 540 °C, and they appear after all the other lighter products have been removed from the refinery stream.

Some physico-chemical properties of oils are given in the following tables:

Property		Diesel oil	Light fuel oil	Heavy fuel oil	Refinery bottom product
Content of:					
carbon	%			84	85 - 88
hydrogen	%			11	8 - 12
sulphur	%	0.5	<0.2	<4	1-4
water	%	0	<0.02	<1.5	<0.5
sediment	%	0	<0.1	<0.25	<0.2
sodium	ppm			3 to 200	
vanadium	ppm			50 to 200	200-350
Kinematic viscosity (20 °C).	mm^2/s		<9.5	<9.5	
Kinematic viscosity (100 °C)	mm^2/s			<40	
Flashpoint (flammability)	°C	>55	>55	>70	
Density at 15 ºC	kg/dm^3	0.85	0.87	0.95 to 1	
High heating value	MJ/kg	>46	45	43	
Low heating value	MJ/kg		42	39.5 to 41	38 - 40

Table 6.13: General characteristics of liquid fuels
[58, Eurelectric, 2001]

Property	High sulphur	Intermediate sulphur	Low sulphur
Sulphur (wt-%)	2.2	0.96	0.50
Carbon (wt-%)	86.25	87.11	87.94
Hydrogen (wt-%)	11.03	10.23	11.85
Nitrogen (wt-%)	0.41	0.26	0.16
Ash (%)	0.08	0.04	0.02
Vanadium (ppm)	350	155	70
Nickel (ppm)	41	20	10
Sodium (ppm)	25	10	<5
Iron (ppm)	13	9	<5

Table 6.14: Chemical properties of several typical heavy oils
[87, Molero de Blas, 1995]

Property	Units	Orimulsion
Density	kg/m^3 at 15 ºC	1010
Viscosity	cSt at 50 ºC	350
Water	%-vol	28-31
Sulphur content	%-wet	max 3 %
Ash arising	mg/kg	0.14-0.2
Vanadium	mg/kg	300-365
Sodium	mg/kg	30
Magnesium	mg/kg	6
Lower heat value	MJ/kg	27-28

Table 6.15: Properties of orimulsion
[97, Euromot, 2000]

The nitrogen and sulphur contents are two of the most important chemical parameters. The following graph shows the distribution of nitrogen and sulphur contents in various types of vacuum residues according to their geographical origin. This figure shows that, in most cases, it is impossible to achieve a low sulphur content and a low nitrogen content at the same time.

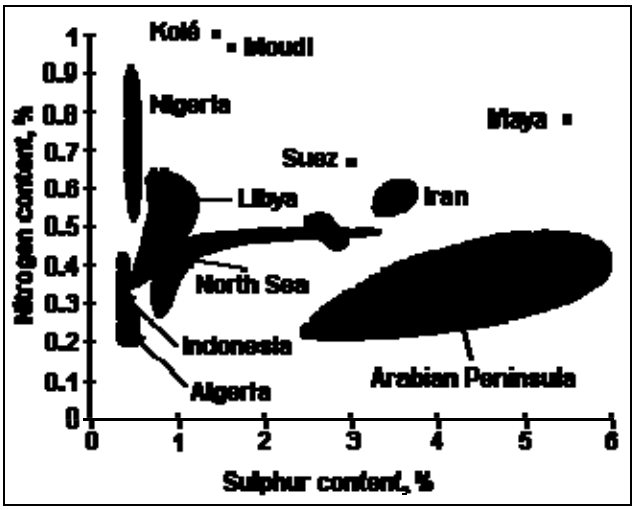


Figure 6.6: Sulphur and nitrogen contents in HFO (vacuum residues) according to their geographical origin
[87, Molero de Blas, 1995], [146, UFIP, 2001]

Of the fuel oils, heavy fuel oil (HFO) is the most important LCP fuel, whereas only small amounts of light fuel oil (LFO) are used at large combustion plants, mostly due to its high price. Light fuel oil has a low sulphur content, because sulphur is removed from it in the refinery process. In general, the use of HFO without FGD is limited by national regulations; in Finland for instance, the highest permitted HFO sulphur content is 1 %. Certain HFO qualities can have quite high sulphur contents, and in those cases, flue-gas desulphurisation (FGD) is necessary. The ash content of HFO is low, usually well below 0.2 wt-%, but particle removal from the flue-gas is needed. The oil flame temperature is high, but the oil nitrogen content is low and as a result there is only moderate NO_X formation [59, Finnish LCP WG, 2000].

6.3.2 The efficiency of liquid fuel-fired combustion plants

The boiler efficiency for a clean and new boiler using liquid fuel has currently been reported to be around 95 % (LHV). The main losses are from flue-gas waste heat at the stack, unburned carbon-in-ash and radiation losses.

6.3.2.1 Techniques to increase the efficiency of oil-fired boilers

Oil-fired boiler efficiency is closely linked with the nature of the fuel and the temperature of the ambient air. However, optimisation of some parameters is possible:

- **unburned carbon in ash:** Optimisation of combustion leads to less unburned carbon-in-ash. It should be noted that NO_X abatement technologies by combustion modification show a tendency for increasing unburned carbon
- **air excess:** The amount of excess air depends on the boiler type. Typically, 5 % excess air is common for oil-fired boilers. For reasons of combustion quality (i.e. related to CO and unburned carbon formation), corrosion, and safety, it is often not possible to further reduce the excess air
- **flue-gas temperature:** The flue-gas temperature leaving the clean boiler (depending on fuel type) is traditionally between 120 and 220 °C, to avoid acid corrosion by condensation of sulphuric acid. However, some designs incorporate a second stage of air heaters to lower this temperature below 100 °C, but with special claddings on the air heater and the stack, which makes this reduction economically restrictive.

6.3.2.2 Energy consumption of auxiliaries

The energy consumption of auxiliaries depends on a number of parameters:

- **level of pollution control:** advance FGD consumes more energy and pollution control generally has a detrimental effect on efficiency
- **design of auxiliaries:** boiler auxiliaries have to be over dimensioned to withstand all variations in parameters in comparison with design values (possible leaks, alternative fuels, start-up needs, redundant systems, etc.). These technical options lead to non-optimum auxiliary energy consumption under nominal conditions and design fuel.

6.3.3 Emissions to air

6.3.3.1 Emissions to air from liquid fuel-fired boiler plants

Combustion Technique	Capacity	Emission Reduction Measures	Emissions to air (mg/Nm^3)								Remarks
			SO_2	NO_X	Dust	CO	NH_3	V	Ni	Other metals	
Heavy fuel oil boiler	100	FGD(w)/SCR/ESP	130	247	5	17					Plant contains nine units, of which one is equipped with an SNCR
	>30	FGD(w)/SCR/ESP	50-250	121-131	10-15	50					HCl 0.1-0.2 mg/Nm^3 HF 0.1 mg/Nm^3
	>30	SCR/FGD(w)/ESP	<130	<130	<5	<10	0.6				SO_3 4.5 mg/Nm^3
	>30	FGD(w)/SCR/ESP	90	60-90	10-30	15-20	0.1				
	n.a.	No abatement has been indicated	1700	600-1200	30-1500	>50					Fuel oil with 1 % S
Light fuel oil boiler			126	1.1-141	1-3.9	1-14.6					
Combined cycle combustion (light oil)	n.a.	No abatement has been indicated		259		129					
Liquid fuel fired gas turbines	n.a.	water or steam injection	30-110	120-350							

Notes:
ESP Electrostatic precipitator
FGD(w) Wet flue-gas desulphurisation
SCR Selective catalytic reduction of NO_X

Table 6.16: Emissions to air from liquid-fuel-fired combustion plants in normal operation at constant load

Substance	Coal	Heavy oil	Orimulsion
Dioxins and furans (pg/Nm^3)	2.193	2.492	2.159
PAH (µg/Nm^3)	0.0606	0.0507	0.0283

Table 6.17: Emission levels of dioxin and PAH from the combustion of different fuels [192, TWG, 2003]

6.3.3.2 Reduction of NO_X emissions from process heaters used in industrial applications

Control technique	Reduction rate (%)
Air-staged burner	25-35
Fuel-staged burner	40-50
Low excess air burner	20-25
Burner with external flue-gas recirculation	50-60
Burner with internal flue-gas recirculation	40-50
Air or fuel gas staging with internal flue-gas recirculation	55-75
Air or fuel gas staging with external flue-gas recirculation	60-80

Table 6.18: NO_X reduction of different low NO_X burner types [180, Baukal and Schwarz, 2001]

Control technique	Controlled emissions (mg/Nm^3)	Reduction rate (%)
Low NO_X burners	n.a.	25-65
Air-staged lances	n.a.	35-51
Fibre burner	20-40 (gas-fired)	
Ammonia injection	n.a.	43-70
Urea injection + low NO_X burners	n.a.	55-70
SCR	40-80	65-90
SCR + low NO_X burners	50-80	70-90

Table 6.19: NO_X control in process heaters [180, Baukal and Schwarz, 2001]

6.3.3.3 Emissions measured in liquid fuel-fired engine plants

Particulate (fuel: heavy fuel oil)	ISO 9096 standard or equivalent other method O_2 % reference point of 15 vol-% O_2
Heavy fuel oil: >1 wt-% S and <0.08 wt-% ash	Particulate <75 mg/Nm^3
Heavy fuel oil: <1 wt-% S and <0.06 wt-% ash, CCR <12 wt-%	Particulate <50 mg/Nm^3
Diesel oil (max. 0.02 wt-% ash)	Particulate <30 mg/Nm^3

Table 6.20: Particulate emissions of liquid fuel-fired engines [148, Euromot, 2002].

Type of engine	NO_X Emission (fuel: heavy fuel oil)	Remarks
Base engine optimised for low NO_X	NO_X <2300 mg/Nm^3	Standard diesel engine in production, until 2000
Liquid fuel-fired engines	NO_X 4800 mg/Nm^3	HFO (2.5 % S) SO_2, 3800 mg/Nm^3 5% O_2, no abatement
Base engine optimised for low NO_X (second generation)	NO_X <2000 mg/Nm^3	Standard diesel engine in production today
Injection retard	Typically up to 10 to 20 % NO_X reduction (depends on engine type)	Fuel consumption increase depends on the degree of injection retard, typically up to 3 %.
Addition of water	NO_X <1300 to 1600 mg/Nm^3	Used mostly in ships, fuel consumption increases
Note: reference point 15 vol-% O_2, dry gas, given at 0 degree C, 101.3 kPa. Steady state 85 to 100 % load of engine		

Table 6.21: Typical NO_X emissions achievable with engine modifications [148, Euromot, 2002], [58, Eurelectric, 2001]

In the tables below (which use measurements from selected references), the following applies: emissions are in mg/Nm^3 (Nm^3 given at 0 ^{o}C, 101.3 kPa) at dry gas, 15 vol-% or 5 vol-% O_2. The SO_2 level depends on the fuel oil sulphur content, and particulate emissions mainly depend on the ash content of the fuel oil. The fuel is heavy fuel oil (HFO), unless otherwise stated. Steady state is a full engine load.

Installation	Fuel oil S wt-% or SO_2 (MCR = micro carbon residue)	NO_X (as NO_2)	Dust (ISO 9096, or equivalent other method), average	Remarks
Base low NO_X engine, optimised for NO_X	1.88 wt-% S, 0.05 wt-% ash, 13.8 wt-% MCR	2163-2178	56-60	70 MW_e power plant in the Caribbean
Base low NO_X engine, optimised for NO_X	1.83 wt-% S, 0.06 wt-% ash, 13.6 wt-% MCR	1739-1881	54-61	100 MW_e plant, in Central America
Note: Data refer in mg/Nm^3-dry, 15 vol-% O_2, dry gas				

Table 6.22: NO_X optimised engine use [148, Euromot, 2002]

Installation	Fuel oil S wt-% or SO_2	NO_X (as NO_2)	Dust (ISO 9096, or equivalent measurement method), average	Remarks
SCR	0.45 wt-% S	325 (dry, 15 vol-% O_2, dry gas)	44	30 MW_e power plant in Asia
SCR	Diesel DIN 51603 and DIN 590	>90 % reduction to <90 mg/Nm^3 (at 5 % O_2)	n.a.	Diesel power plant in Germany with four SCR reactors, four urea dosing units with pumps, four control systems >70 % of CO to <20 mg/Nm^3 (at 5 % O_2)
SCR	gasoil	180 mg/Nm^3 (at 15 % O_2)	n.a.	31.6 MW_e CHP power plant in the UK
SCR	HFO (2-3 % S)	153 mg/Nm^3 (at 15 % O_2)	n.a.	34 MW power plant
SCR	HFO (1 % S)	91 mg/Nm^3 (at 15 % O_2)	n.a.	3.8 MW marine propulsion
SCR	Diesel	150 mg/Nm^3 (at 15 % O_2)	n.a.	21 MW CHP power plant
SCR	Light fuel oil	145 mg/Nm^3 (at 15 % O_2)	n.a.	49 MW power plant

Table 6.23: Measured NO_X Emissions at diesel engine plants with SCR (mg/Nm^3) [148, Euromot, 2002], [167, Rigby, et al., 2001], [181, Ceramics GmbH, 2002], [78, Finkeldei, 2000]

Installation	Fuel oil S wt-% or SO_2	NO_X (as NO_2)	Dust (ISO 9096, or equivalent measurement method), average	Remarks
Slow speed engine + 'water addition'	2 wt-% S HFO	1540	55	20 MW_e power plant in the Caribbean
Note: Units in mg/Nm^3 (dry, 15 vol-% O_2)				

Table 6.24: A primary method: water addition is used [148, Euromot, 2002]

6.3.3.4 Emissions to water

Combustion Technique	Origin of waste water	Waste water treatment	Concentration in waste water (mg/l)						
			Hydrazine	Filterable matter	Sulphate	Sulphite	Fluoride	Hg	Sulphide
Heavy fuel oil boiler	Wet FGD	Fil/Pre/Floc/Sed/Neu		7.3	2130	20	3.3	0.002	
	Treatment of condensate and feed-water	Neu/Sed		17					0.8

Notes.
Fil = Filtration Pre = Precipitation Floc = Flocculation Sed = Sedimentation Neu = Neutralisation

Table 6.25: Emissions to water from oil-fired combustion plants in normal operation at constant load

Combustion Technique	Origin of waste water	Waste water treatment	Spec. waste water flowrate (m^3/MW_{th})	Concentration in waste water (mg/l)										
				Cl	AOX	COD	P	N	Zn	Cr	Cd	Cu	Pb	Ni+V
Heavy fuel oil boiler	Wet FGD	Fil/Pre/Floc /Sed/Neu	0.11	9.2		27.9		85	0.01	0.1	5	0.1	0.1	0.058
	Treatment of condensate and feed-water	Neu/Sed	0.056		1			840						

Combined cycle (light oil)	Treatment of condensate and feed-water	Neu/Sed	0.32		0.031	16.5	0.16	43.5	0.078	0.0038	0.0003	0.0044	0.0053	0/0036
Notes: Fil = Filtration Pre = Precipitation Floc = Flocculation Sed = Sedimentation Neu = Neutralisation														

Table 6.26: Emissions to water from oil-fired combustion plants in normal operation at constant load

6.3.3.5 Waste and residues

Beside the combustion and flue-gas treatment residues (ashes) and gypsum from the FGD unit, most of the other power plant's waste and residues will be the product of subsidiary activities, such as maintenance and the treatment of water. The waste substances associated with these subsidiary activities may include scrap metal, used oil, packaging materials, liquids used to wash down the compressors/gas turbines, ion exchanger and activated carbon. Ordinary domestic waste will also be produced.

Table 6.27 and Table 6.28 both provide average annual quantities of residues from oil-fired conventional power plants.

Residue	Avarage annual quatities (t/MW)
Lime residues from raw water decarbonisation	0
Loaded ion exchange resins	0.003
Screenings	0.033
Iron hydroxide slurry	0.937
Sedimentaion slurry	2.056

Table 6.27 Residues from raw water conditioning [58, Eurelectric, 2001]

Residue	Avarage annual quatitie (t/MW)
Slurry from FGD waste water conditioning	0.371
Residues from process waste treatment	0.19
Neutralisation slurry	0.004
Residues from scrubbing and scouring waters	0.169
Residues from separators	0.293
Sediments	2.338

Table 6.28 Residues from waste water treatment Eurelectric [58, Eurelectric, 2001]

Table 6.29 and Table 6.32 both provide examples of analysis of bottom ashes and fly ashes from liquid fired combustion plants.

Parameter	Unit	Plant A	Plant B
Cl	%		<0.01
F	%		<0.001
S	%		0.11
As	mg/kg	8.8	5
B	mg/kg		158.0
Ba	mg/kg		850
Be	mg/kg		1.0
Bi	mg/kg		3.3
Co	mg/kg		44.0
Cr	mg/kg	204.7	127.7
Cu	mg/kg	63.2	92.8
Li	mg/kg		81.0
Mn	mg/kg		582.5
Mo	mg/kg		3.8
Ni	mg/kg	214.9	94.0
Pb	mg/kg	9.9	9.0
Se	mg/kg	0.6	n.n*
Sn	mg/kg		22.7
V	mg/kg	96.6	204.2
Zn	mg/kg	38.9	89.0
TOC (als C)	% C		7.93
*n.n. Below detectable limits			

Table 6.29: Analysis of the bottom ash in two different plants [192, TWG, 2003]

Parameter	Unit	Plant A	Plant B	Plant C	Plant D
Cl	%		<0.1	0.01	0.01
F	%			<0.001	0.005
S	%		<1	0.52	
PCDD/PCDF	ng TEQ/kg		<1		
Ag	mg/kg			0.3	
As	mg/kg	106.0	<50	32.5	75
B	mg/kg			231.0	
Ba	mg/kg			3170	
Be	mg/kg			8.0	
Cd	µg/kg	740	<500	n.n.	<1000
Co	mg/kg			81.5	1
Cr	mg/kg	194.9	<400	150.5	321
Cu	mg/kg	88.4	<100	155.5	767
Hg	µg/kg	860	<1000	<0.2	<1000
Li	mg/kg			131.0	
Mn	mg/kg			510.0	487
Mo	mg/kg			12.5	
Ni	mg/kg	90.0	<250	197.2	89
Pb	mg/kg	45.2	<100	81.2	45
Sb	mg/kg			n.n.	
Se	mg/kg	2.8		n.n.	
Sn	mg/kg			6.7	
TI	mg/kg		<2	n.n.	
TOC (as C)	% C		<8	1.75	
V	mg/kg	263.6		301.1	280
W	mg/kg			2.0	
Zn	mg/kg	236.1	<300	209.5	290
PCDD/PCDF	ng TE/kg		<1	209.5	290
*n.n. Below detectable limits					

Table 6.30: Analysis fo the fly ashes of three different plants [192, TWG, 2003]

Table 6.33 shows the analysis of the filter cake produced in three different power plants.

Parameter	Unit	Plant A	Plant B	Plant C
Cl	mg/kg			1.3
F	mg/kg			0.26
TS 40 °C	%	44.3-58.6	57.1 - 66.7	
C	%	13.0-34.9	2.5 - 6.8	
Silicate	%	1.2-4.0	7.5 - 14.2	
Sulphate	%	24.2-43.1	10.0 - 35.7	
Carbonate	%	1.0-3.9	2.7 - 7.8	
Al	%	0.077-1.413	1.78 - 24.33	
As	mg/kg	1-16	16 - 46	41
Ba	%	0.005-0.010	0.029 - 0.093	
Ca	%	14.83-19.52	17.78 - 25.28	
Cd	µg/kg	n.n.	n.n.	4.000
Co	mg/kg	33-99	13 - 35	182
Cr	mg/kg	8-76	25 - 66	93
Cu	mg/kg	16-46	43 - 91	90
Fe	%	0.43-0.90	2.6 - 4.48	
Hg	µg/kg	n.n.*	n.n.*	76
K	%	0.020-0.094	0.31 - 0.64	
Na	%	0.025-0.115	0.14 - 0.32	
Mg	%	3.09-8.22	0.27 - 0.52	
Mn	%	0.014-0.033	0.04 - 0.12	2200
Mo	mg/kg	2-62	2 - 12	
Ni	%	0.170-0.491	0.002 - 0.006	11100 (mg/k)
Pb	mg/kg	21-47	25 - 66	103
Sb	mg/kg	10-21	1 - 12	
Sn	mg/kg	n.n.-4	2 - 10	
V	%	0.450-0.794	0.01 - 0.02	34000 (mg/kg)
Zn	mg/kg	19-425	82 - 342	758
*n.n. Below detectable limits				

Table 6.31: Analysis fo the filter cake of three plants
[192, TWG, 2003]

6.3.3.6 Residues from a waste water treatment plant

The following table shows as an example the elementary analysis of a press filter cake from a filter press in the waste water treatment plant operated in a power plant using HFO with an average supphur content of 1.89 %. The plant is equipped with an SCR, a wet ESP and a wet FGD unit.

	Test standard	Unit	*	Minimum	Maximum	Average
Dry Substance 105°C	OeN G 1.074	%		43.4	64.3	50.7
Carbon	OeN G 1.072	% C	<15	14.6	28.7	21.2
Silicate	gravimetric	% SiO_2	<40	2.1	4.1	3.0
Sulphate	DIN 38.405-D19	% SO_4	<65	21.6	51.2	37.7
Carbon dioxide	OeN G 1.072	% CO_2		0.6	10.6	3.7
Aluminium	DIN 38.406-E22	% Al	<10	0.188	0.390	0.298
Arsenic	DIN 38.406-E22	ppm As	<30	11	36	22
Barium	DIN 38.406-E22	% Ba	<0.2	0.007	0.016	0.010
Beryllium	DIN 38.406-E22	ppb Be	<10	n.d.	n.d.	n.d.
Calcium	DIN 38.406-E22	% Ca	<30	9.79	14.07	11.77
Cadmium	DIN 38.406-E22	ppb Cd	<10	n.d.	n.d.	n.d.
Cobalt	DIN 38.406-E22	ppm Co	<30	29	74	53
Chromium	DIN 38.406-E22	ppm Cr	<200	11	41	20
Copper	DIN 38.406-E22	ppm Cu	<100	12	46	27
Iron	DIN 38.406-E22	% Fe	<10	0.65	1.74	0.98
Mercury	OeN ISO 5.666	ppb Hg	<10	n.d.	n.d.	n.d.
Potassium	DIN 38.406-E22	% K	Σ <1	0.015	0.054	0.033
Sodium	DIN 38.406-E22	% Na		0.027	0.127	0.057
Magnesium	DIN 38.406-E22	% Mg	<10	5.15	8.53	6.35
Manganese	DIN 38.406-E22	% Mn	<,5	0.026	0.061	0.038
Molybdenum	DIN 38.406-E22	ppm Mo	<100	30	96	55
Nickel	DIN 38.406-E22	% Ni	<0.5	0.106	0.448	0.262
Lead	DIN 38.406-E22	ppm Pb	<500	23	109	54
Antimony	DIN 38.406-E22	ppm Sb	<30	2	37	20
Silver	DIN 38.406-E22	% Ag		n.d.	n.d.	n.d.
Tin	DIN 38.406-E22	ppm Sn	<500	n.d.	7	1
Thallium	DIN 38.406-E22	ppb Tl	<10	n.d.	n.d.	n.d.
Vanadium	DIN 38.406-E22	% V	<2	0.045	0.989	0.561
Zinc	DIN 38.406-E22	ppm Zn	<1.000	94	282	170
Note: * Operational Experience (guidance values) **Fuel: HFO (S 1.89 % average value)**						

Table 6.32: Example of the elementary analysis of a press filter cake from a filter press in the waste water treatment plant operated in a power plant using HFO
[192, TWG, 2003]

6.4 Zu betrachtende Techniken zur Bestimmung von BVT für die Verbrennung von flüssigen Brennstoffen

Dieses Kapitel behandelt Techniken, die zur Bestimmung von BVT zwecks Vermeidung oder Verminderung von Emissionen durch Verbrennen von flüssigen Brennstoffen in Betracht gezogen werden, sowie Maßnahmen zur Erhöhung des thermischen Wirkungsgrads. Sie sind gegenwärtig alle kommerziell verfügbar. Die in Betracht zu ziehenden Techniken werden in diesem Kapitel allgemein dargestellt, doch wird für die meisten Techniken im Kapitel 3 eine ausführliche Beschreibung gegeben, und zu einigen Techniken werden im Kapitel 6.2 Beispiele angeführt. Damit sollen im Einzelnen die Umweltleistung dieser Techniken unter konkreten Bedingungen veranschaulicht werden. Prinzipiell gelten die allgemein im Kapitel 3 beschriebenen Techniken auch weitgehend für die Verbrennung von flüssigen Brennstoffen und sollten allgemein auch als Techniken angesehen werden, die bei der BVT-Bestimmung in Betracht gezogen werden. Ausführliche Beschreibungen finden Sie im Kapitel 3.

Um doppelte Ausführungen im gesamten Dokument zu vermeiden, wird auf das Kapitel Environmental Management Systems (EMS) in Unterpunkt 3.15 verwiesen.

6.4.1 Techniken zum Entladen, Lagern und Umschlagen von flüssigen Brennstoffen und Zusatzstoffen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	medienüber-greifende Aus-wirkungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüstungs-fähig				
In Rückhaltebassin angeordnete Tanks	Vermindertes Risiko der Wasser- und Boden-veschmutzung	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	Das Rückhaltebassin sollte so ausgelegt sein, dass die gesamte Menge oder ein Teil davon zurückgehalten wird (75 % der Höchstkapazität aller Tanks, zumindest aber die Höchstmenge des größten Tanks)
Automatische Steuer-systeme, um Überfüllung von Lagertanks zu verhindern	Vermindertes Risiko der Wasser- und Boden-veschmutzung	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Doppelwandige Leitungen mit auto-matischer Kontrolle der Abstände für unterirdische Leitungen	Vermindertes Risiko der Wasser- und Boden-veschmutzung	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Regelmäßige Prüfungen von Lagervorrichtungen und Leitungen	Vermindertes Risiko der Wasser- und Boden-veschmutzung	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Geschlossene Lagerung von Kalk/Kalkstein in Silos mit Staubabminderung	Verminderung von Feinstaubemission	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Versiegelte Oberflächen mit Ablaufsystemen (einschließlich Öltraps)	Vermeidung von Boden und Grundwasserver-schmutzung	möglich	möglich	groß	keine	Kosten für Abwasser-aufbereitung	Das aufgefangene Abflusswasser ist zu behandeln, um Wasserverunreinigungen durch Brennstoff oder Schmieröl zu vermeiden.
Lagerung von Ammoniak als Ammoniakwasserlösung	Höhere Sicherheit	möglich	möglich	groß	geringere Sicherheits-risiken als bei der Lagerung von Flüssig-ammoniak unter Druck	nicht verfügbar	

Table 6.33: Techniken für Entladen, Lagern und Umschlagen von Flüssigbrennstoffen und Zusatzstoffen

6.4.2 Techniken zur Erhöhung des Wirkungsgrads von flüssigbrennstoffbefeuerten Kesseln

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienüber-greifende Auswir-kungen	Wirtschaft lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüs-tungsfähig				
Feuerungszyklus							
Kraft-Wärme-Kopplung (KWK)	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	sehr begrenzt	groß			
Änderung der Turbinenschaufeln	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	Dampfturbinenschaufeln können in regulären Wartungsintervallen zu 3-dimensionalen Schaufeln geändert werden
Verwendung fortschritt-lichen Materialien zwecks hoher Dampfparameter	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	nicht möglich	bei neuen Anlagen angewandt	keine	nicht verfügbar	Die Verwendung von fortschritt-lichen Materialien gestattet Dampfdruck von 300 bar und Dampftemperatur von 600 °C
überkritische Dampfparameters	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	nicht möglich	bei neuen Anlagen angewandt	keine	nicht verfügbar	
Doppelte Zwischenüberhitzung	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	sehr begrenzt	meist bei neuen Anlagen angewandt	keine	nicht verfügbar	
Regenerative Speise-wassererwärmung	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	manchmal möglich	bei neuen Anlagen und einigen beste-henden angewandt	keine	nicht verfügbar	Neue Anlagen verwenden bis zu 10 Stufen, was eine Speisewasser temperatur von ca. 300 °C bewirkt
fortschrittliche rechnergestützte Steuerung der Feuerungsbedingungen zur Emissionsminderung und Kesselleistung	erhöhter Wirkungsgrad des Kessels	möglich	möglich	groß	keine	anlagen-spezifisch	
Energetische Optimierung der Anlagenausrüstung							
geringe Überschussluft	Erhöhter Wirkungsgrad und geminderte NO_X- und N_2O-Emissionem	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Senkung der Abgastemperaturen	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß		nicht verfügbar	
Geringe CO-Konzentration im Abgas	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß	geringe NO_X Emission bewirkt höhere CO-Wert	nicht verfügbar	NO_X- und CO-Emissionen müssen optimiert werden
Wärmestauung (Wärmespeicherung)		möglich	möglich			nicht verfügbar	erhöht die im KWK-Betrieb erzeugte Energie

Tabelle 6.34: Techniken zur Erhöhung des Wirkungsgrads von flüssigbrennstoffbefeuerten Kesseln

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienüber-greifende Aus-wirkungen	Wirtschaftlichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüs-tungsfähig				
Abgasreinigung und -ausleitung							
Kühlturmentleerung	Zwischenerwärmung von Abgas nach der REA-Anlage ist nicht nötig	möglich	möglich	groß	Kein Schornstein erforderlich	Keine Zusatzkos-für Bau und Wartung des Schornsteins	
Kühlsystem							
Verschiedene Techniken							Siehe BVT-Merkblatt Kühlung

Tabelle 6.35: Techniken zur Erhöhung des Wirkungsgrads von flüssigbrennstoffbefeuerten Kesseln (Fortsetzung von Tabelle 6.28)

6.4.3 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Staub- und Schwermetallemissionen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfah-rungen	Medienüber-greifende Aus-wirkungen	Wirtschaftlich keit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüs-tungsfähig				
asche/schwefelarmer Flüssigbrennstoff oder Erdgas	Minderung von Partikel- und SO_2-Emissionen	möglich	möglich	groß	keine		
Elektrofilter	Minderung von Partikelmaterial und Schwermetallen	möglich	möglich	groß	keine		Elektrofilter werden häufig benutzt für Kessel. Sekundär-Partikel-Minderungs-verfahren sind neu für Diesel-motoren, der erste kommerzielle Elektrofilter wird gerade installiert
Gewebefilter	Minderung von Partikel-emissionen, besonders Feinstaub ($PM_{2.5}$ und PM_{10}) und Schwermetalle	möglich	möglich	groß	keine		Gewebefilter hat wegen des erhöhten Brandrisikos nicht die Bedeutung des Elektrofilter; bei Anwendung in Verbindung mit REA kann das Risiko beim Gewebefilter gemindert werden
Partikelfilter für flüssig-brennstoffbefeuerte Maschinen	Minderung von Partikelemissionen, besonders Rußpartikel	möglich		begrenzt			Sekundärreinigungsgeräte für Partikel sind momentan in der Entwicklung für größere Dieselmotoren
Feuerungszusatzstoffe	Minderung von Staub an der Quelle	möglich	möglich	groß		1 - 3 % des Brennstoff-preises	
asphaltenarmes Heizöl	Minderung von Staubemissionen an der Quelle	möglich	möglich			unter 10 % des Brennstoff-preises	Sofern verfügbar, abhängig vom Raffinationsprozess.

Tabelle 6.36: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Staub- und Schwermetallemissionen

6.4.4 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von SO_2-Emissionen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienübergreifende Auswirkungen	Wirtschaftlich-keit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüstungs-fähig				
Anwendung von schwefel-armen Heizöl	Minderung von SO_2 -Emission an der Quelle	möglich	möglich	groß		abhängig von Art und Qualität des Heizungsöls	
Öl- und Gas-Mitverbren-nung	Minderung von SO_2 -Emission an der Quelle	möglich	möglich	groß	gleichzeitig Verminderung von NO_X- und CO_2 -Emissionen	abhängig von Differenzen im Brennstoffpreis	Könnte Optimierung des Energieverbrauchs unterstützen
Wirbelschichtfe uerung (WSF)	Minderung von SO_2 -Emission ander Quelle	möglich	Nicht möglich	gut	gleichzeitig Verminderung von NOx-Emissionen		gültig für Mitverbrennung von festem Brennstoff

Tabelle 6.37: Techniken (Primärmaßnahmen) zur Vermeidung und Verminderung von SO_2-Emissionen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienübergreifende Auswirkungen	Wirtschaftlich-keit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüstungs-fähig				
Kalk/Kalkstein-Nasswäscher mit Gipserzeu-gung	Minderung von SO_2- und Staub-Emissionen	möglich, aber selten angewendet in Anlagen unter 100 MW_{th}	möglich	große	Wegen der benutzten Kalkquelle können die Emissionen von As, Cd, Pb und Zn leicht höher sein. Wasserverunreinigungen. Rauchfahne am Schorn-steinausgang, falls Abgase nicht zwischen-erwärmt werden.	anlagen-spezifisch	Wegen der hohen Kosten der Nasswäsche ist diese Technik nur bei sehr großen Anlagen wirtschaftlich vertretbar. Der vorhandene Nasswäscher kann durch Optimieren der Strömungsstruktur im Absorber verbessert werden.
Meerwasser-wäscher	Minderung von SO_2- und Staub-Emissionen	möglich	möglich	große	Tendenz zu verminderten pH-Werten nahe bei Wasserablauf und Ausstoß von Schwer-metallen und Restasche in Meeresumwelt	anlagen-spezifisch	Die Anwendung eines Meerwasser-wäschers hängt stark von der speziellen Situation ab wegen der Schadstoffwirkung auf die Meeresumwelt
andere Nasswäscher-typen	Minderung von SO_2	möglich, aber selten angewendet bei neuen Anlagen	abhängig von betreffender Anlage	sehr begrenzt	abhängig von Technik	nicht verfügbar	Die Verminderung anderer Schadstoffe hängt von der speziellen Technik ab.
Sprühtrockenw äscher	Minderung von SO_2-Emissionen	möglich	möglich	große	auf Deponie zu entsorgende Rückstände	anlagen-spezifisch	Sprühtrockenwäscher erzeugen erst Staub; sie vermindern Staubemissionen nur zusammen mit effektiven Partikelabscheidern (Gewebefilter, Elektrofilter)
andere	Minderung von SO_2 und bei kombinierter Technik auch von NO_X	möglich, aber selten angewendet bei neuen Anlagen	abhängig von betreffender Anlage	sehr begrenzt		nicht verfügbar	Verminderung von anderen Schadstoffen hängt von spezifischer Technik ab.

Tabelle 6.38: Techniken (Sekundärmaßnahmen) zur Vermeidung und Verminderung von SO_2-Emissionen

6.4.5 Techniken zu Vermeidung und Verminderung von NO_X- und N_2O-Emissionen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienübergreifende Auswirkungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüs-tungsfähig				
Primärmaßnahmen für Kessel und Prozessfeuerung							
geringe Überschussluft	Minderung von NO_X, CO, HC and N_2O Emissionen, erhöhter Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	Nur für Kessel und Prozessfeuerungen
Luftstufung (OFA)		möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	Nur für Kessel und Prozessfeuerungen
Abgasrückführung		möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	Nur für Kessel und Prozessfeuerungen
Low-NOx Brenner (fördert zweite oder dritte Generation von Low-NOx Brennern)	NOx-Minderung	möglich	möglich	groß	Tendenz zur unvollständigen Verbrennung		Nur für Kessel und Prozessfeuerungen Altanlagen können Probleme haben wegen der Flammenlänge moderner Low- NO_X-Brenner
Nachbrennen	NOx-Minderung	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	nur für Kessel
Primärmaßnahmen für Motoren und Gasturbinen							
Anlagenmodifikationen (Unterpunkt 6.1.10.3.3)	NOx-Minderung	möglich	unmöglich	groß		anlagen-spezifisch	nur für Motoren
Dampfdirekteindüsung	NOx-Minderung	möglich	möglich	groß	erhöhter Brennstoff-verbrauch		nur für Dieselmotoren und Gasturbinen
Wasserdirekteinspritzung	NOx-Minderung	möglich	möglich	begrenzt	erhöhter Brennstoff-verbrauch		nur für Dieselmotoren und Gasturbinen
Einspritzung von Wasser/ Brennstoffemulsion oder feuchte Luft	NOx-Minderung	möglich	möglich	begrenzt			nur für Dieselmotoren und Gasturbinen
Sekundärmaßnahmen							
Selective Non Catalytic Reduction (SNCR)	NOx-Minderung, aber der Abscheidegrad ist viel geringer als bei SCR	möglich	möglich	groß	Ammoniak-Schlupf und Bildung von Am-moniak-sulfatsalzen	anlagen-spezifisch	Nur für Kessel und Prozessfeuerungen
Selective Catalytic Reduction (SCR)	NOx-Minderung	möglich	möglich	groß	Ammoniak-Schlupf	anlagen-spezifisch	für Kessel und Prozessfeuerungen und Diesel- und Schweröl-befeuerte Motoren
Kombinierte Techniken	Minderung von NO_X und SO_2	möglich	begrenzt	begrenzt		Nicht verfügbar	Kombi-Techniken haben nur kleinen Marktanteil verglichen mit SCR-Techniken

Tabelle 6.39: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von NO_X- und N_2O-Emissionen

6.4.6 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienübergreifende Aus-wirkungen	Wirtschaftlich-keit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüstungs fähig				
REA im Nassverfahren							
Wasseraufbereitung durch Flockung oder Sedimentation	Entfernen von Fluorid, Schwermetall, COD und Partikeln	möglich	möglich	groß	Schlamm kann intern zur Kohle und bei REA hinzugefügt werden, bzw. als Füllmaterial im Bergbau	anlagen-spezifisch	
Ammoniakminderung durch Luft-Stripping, Abscheidung oder biologischen Abbau	verminderter Ammoniakgehalt	nur anwendbar, wenn Ammoniakgehalt im Abwasser hoch genug ist, weil SCR/SNCR der REA vorgeschaltet ist		groß		anlagen-spezifisch	
Closed-Loop-Betrieb	verminderte Abwasserableitung	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	
Regenerierung durch Entsalzungsanlagen und Kondensataufbereitern							
Neutralisation und Sedimentation	verminderte Abwasserableitung	möglich	möglich	groß	zu entwässernder und entsorgender Schlamm	anlagen-spezifisch	
Sedimentschlämmung							
Neutralisation		nur bei alkalischem Betrieb		groß		anlagen-spezifisch	
Waschen von Kesseln, Luftvorwärmern und Abscheidern							
Neutralisation undClosed-Loop-Betrieb oder Ersatz durch trockene Reinigungsverfahren	verminderte Abwasserableitung	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	
Oberflächenabfluss							
Sedimentationen oder chemische Aufbereitung und interne Wiederverwendung	verminderte Abwasserableitung	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	
Anwendung von Ölabscheidesystemen	weniger Risiko der Wasser- und Bodenkontamination	möglich	möglich	groß			

Tabelle 6.40: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen

6.5 Beste Verfügbare Techniken (BVT) für die Verbrennung von flüssigen Brennstoffen

Zum besseren Verständnis dieses Kapitels wird das Augenmerk des Lesers zurück auf das Vorwort in diesem Dokument gelenkt, insbesondere auf den fünften Abschnitt: "Hinweise zum Verständnis und Benutzen dieses Dokuments". Die Techniken und zugehörigen Emissions- und/oder Verbrauchswerte oder Wertebereiche, die in diesem Kapitel dargestellt werden, wurden mithilfe eines iterativen Prozesses eingeschätzt, der aus folgenden Schritten besteht:

- Bestimmung der Schlüsselprobleme des Umweltschutzes in dem Sektor, d.h. Emissionen in die Luft und das Wasser, thermischer Wirkungsgrad und Verbrennungsrückstände
- Prüfung der relevantesten Techniken für die Lösung dieser Schlüsselprobleme
- Bestimmung der besten Umweltleistungswerte auf der Basis der verfügbaren Daten in der Europäischen Union und weltweit
- Prüfung der Bedingungen, unter denen diese Leistungswerte erreicht wurden, wie beispielsweise Kosten, medienübergreifende Auswirkungen, hauptsächliche Beweggründe zur Einführung dieser Techniken
- Auswahl der Besten Verfügbaren Techniken (BVT) und der zugehörigen Emissions- und/oder Verbrauchswerte für diesen Sektor allgemein gemäß Artikel 2(11) und Anhang IV der Richtlinie.

Die fachliche Bewertung durch das europäische IPPC-Büro und die relevante Technische Arbeitsgruppe (TWG) hat bei jedem dieser Schritte und der Art, wie die Informationen hier dargestellt werden, eine Schlüsselrolle gespielt.

Aufgrund dieser Einschätzung werden die Techniken und, soweit es möglich ist, die Emissions- und Verbrauchswerte in Verbindung mit der Benutzung der BVT in diesem Kapitel dargestellt, die als insgesamt für diesen Sektor geeignet erachtet werden und in vielen Fällen die momentane Leistungsfähigkeit einiger Anlagen innerhalb des Sektor widerspiegeln. Sofern die "mit den Besten Verfügbaren Techniken verbundenen" Emissions- oder Verbrauchswerte beschrieben werden, ist darunter zu verstehen, dass diese Werte die Umweltleistung repräsentieren, die als Ergebnis der beschriebenen Techniken in diesem Sektor erachtet werden könnte, wobei auf die Ausgewogenheit zwischen damit verbundenen Kosten und Nutzen gemäß der BVT-Definition zu achten ist. Sie stellen jedoch weder Emissionsgrenzwerte noch Verbrauchsgrenzwerte dar und sollten nicht als solche aufgefasst werden. In einigen Fällen kann es technisch möglich sein, bessere Emissions- oder Verbrauchswerte zu erzielen, aber aufgrund der diesbezüglichen Kosten oder medienübergreifenden Auswirkungen werden sie nicht als geeignete BVT für den gesamten Sektor erachtet. Diese Werte können jedoch in spezifischeren Fällen als gerechtfertigt betrachtet werden, wenn besondere Triebkräfte wirken.

Die Emissions- und Verbrauchswerte in Verbindung mit der BVT-Anwendung sind im Zusammenhang mit spezifischen Referenzbedingungen zu sehen (z.B. Mittelungszeiträume).

Das oben beschriebene Konzept der "Werte in Verbindung mit den BVT" muss von dem an anderer Stelle in diesem Dokument benutzten Terminus „erreichbarer Wert" unterschieden werden. Wenn ein Wert als "erreichbar" bezeichnet wird unter Anwendung einer besonderen Technik oder Kombination von Techniken, so sollte das als Wert verstanden werden, dessen Erreichbarkeit über einen wesentlichen Zeitraum mittels einer gut gewarteten und betriebenen Anlage oder eines Verfahrens mithilfe dieser Techniken zu erwarten ist.

Sofern sie verfügbar sind, wurden Angaben über Kosten zusammen mit der Beschreibung der Techniken in den vorherigen Kapiteln gemacht. Sie vermitteln eine grobe Vorstellung über die Höhe der damit verbundenen Kosten. Jedoch hängen die tatsächlichen Kosten für die Anwendung einer Technik stark von der speziellen Situation ab z.B. hinsichtlich der damit verbundenen Steuern, Abgaben und den technischen Merkmalen der jeweiligen Anlage. Es ist nicht möglich, diese standortspezifischen Faktoren vollständig in diesem Dokument zu bewerten. Angesichts fehlender Angaben zu den Kosten können Schlussfolgerungen über die Wirtschaftlichkeit der Techniken aus Beobachtungen der vorhandenen Anlagen gezogen werden.

Es ist beabsichtigt, dass die allgemeinen BVT in diesem Kapitel als Bezugspunkt dienen, anhand dessen die gegenwärtige Leistung einer vorhandenen Anlage bewertet oder eine Empfehlung für eine neue Anlage beurteilt werden kann. Auf diese Art unterstützen sie die Bestimmung geeigneter 'BVT-basierter' Bedingungen für die Anlage oder die Einrichtung allgemein verbindlicher Regeln gemäß Artikel 9(8). Es ist vorgesehen, neue

Anlagen so auszulegen, dass ihre Leistung den hier angegebenen allgemeinen BVT-Werten entsprechen oder sogar besser sind. Es wird auch in Betracht gezogen, dass die Leistung vorhandener Anlagen sich den allgemeinen BVT-Werten nähern oder sie übertreffen könnte, je nach der technischen und ökonomischen Anwendbarkeit der Techniken in jedem Fall.

Obwohl die BVT-Referenzdokumente keine rechtsverbindlichen Normen darstellen, gelten sie als maßgebliche Informationen für die Industrie, die Mitgliedstaaten und die Öffentlichkeit über erreichbare Emissions- und Verbrauchswerte bei der Anwendung spezieller Techniken. Die geeigneten Grenzwerte für einen spezifischen Fall müssen unter Berücksichtigung der Zielstellungen der IVU-Richtlinie und örtlicher Faktoren festgelegt werden.

Um Doppelaussagen in diesem Dokument zu vermeiden, wird auf die BVT über das Umweltschutz-Management System (EMS) im Unterpunkt 3.15.1 verwiesen.

6.5.1 Entladen, Lagern und Umschlagen flüssiger Brennstoffe und Zusatzstoffe

Die BVT für die Vermeidung von Emissionen durch Entladen, Lagerung und Umschlagen von flüssigen Brennstoffen sowie Zusatzstoffen wie Kalk, Kalkstein, Ammoniak usw. sind in der Tabelle 6.41 zusammengefasst.

Material	Schadstoff	BVT (nicht vollständige Liste)
Flüssig-Brenns-toff	Wasser-kontamination	• Anwendung von Systemen zur Lagerung von flüssigen Brennstoffen innerhalb von undurchlässigen Tankumwallungen, mit einer möglichen Kapazität von 50-75% der maximalen Kapazität aller Tanks oder zumindest des maximalen Volumens des größten Tanks. Die Lagerbereiche sollten so ausgelegt sein, dass Leckagen von den oberen Teilen von Tanks und vom Liefersystemen abgefangen und innerhalb der Umwallung gehalten werden. Der Tankinhalt sowie die zugehörigen Alarme sollte angezeigt werden. Planmäßige Lieferungen und automatische Steuersysteme können dazu dienen, ein Überfüllen der Lagertanks zu vermeiden. • Rohrleitungen werden sicher und offen überirdisch angelegt, so dass Lecks schnell erkannt werden und Schäden durch Fahrzeuge und andere Ausrüstung vermieden werden. Falls unterirdische Rohrleitungen benutzt werden, ist ihre Lage zu dokumentieren und kennzeichnen, und sichere Grabungssysteme sind zu verwenden. Bei unterirdischen Rohrleitungen sind doppelwandige Rohre mit automatischer Kontrolle der Lage und die spezielle Konstruktion der Rohre (Stahlrohre mit Schweißverbindungen und ohne Ventile im unterirdischen Bereich usw.) BVT. • Oberflächenabwasser (Regenwasser), das durch übergelaufenen Brennstoff aus dem Lagerbehälter oder bei der Handhabung kontaminiert sein kann, sollte aufgefangen und vor der Ableitung aufbereitet werden.
Kalk und Kalkstein		• eingehauste Förderbänder, pneumatische Transportsysteme und Silos mit entsprechend konstruierter, robuster Entnahme- und Filterausrüstung an den Lieferpunkten und den Transportpunkten zur Vermeidung von Staubemissionen.
reines Flüssig-ammoniak	Gesundheits- und Sicherheits-risiko durch Ammoniak	• Zur Handhabung und Lagerung von reinem Flüssigammoniak: Druckbehälter für reines, flüssiges Ammoniak >100 m^3, sollten mit doppelter Wandung versehen und unterirdisch gelegen sein; Behälter von 100 m^3 und kleiner sollten mit getempertem Material hergestellt werden. • Vom Standpunkt der Sicherheit her ist die Verwendung von Ammoniakwasserlösung weniger riskant als die Lagerung und Handhabung von reinem Flüssigammoniak.

Tabelle 6.41: BVT für Entladen, Lagern und Umschlagen von Flüssigbrennstoff und Zusatzstoffen

6.5.2 Vorbehandlung flüssiger Brennstoffe in Motoren und Gasturbinen

In Bezug auf Dieselöl, das als Brennstoff in Gasturbinen und Motoren verwendet wird, werden Brennstoffvorbehandlungsanlagen, welche Reinigungsvorrichtungen mit Zentrifugalselbst-reinigung oder des elektrostatischen Typs enthalten, als BVT betrachtet. Bei Feuerung mit schwerem Heizöl (HFO) umfasst die Brennstoffaufbereitungsanlage Heizungen zum Erwärmen der HFO (elektrische Ausführung oder mit Dampfschlangen); Demulgier-Dosiersysteme zum Brechen von Ölemulsion; Abscheider (zentrifugal oder elektrostatisch) zum Entfernen von festen Verunreinigungen; und Additiv-Dosiersysteme, zum Anheben des Schmelzpunkts von Vanadiumoxidationsprodukte. Es wird auf die Maßnahmen verwiesen, die in den Unterpunkten 6.1.2.2 und 6.1.2.3 dieses Dokuments beschrieben werden.

6.5.3 BVT für flüssigbrennstoffbefeuerte Kessel

6.5.3.1 Thermischer Wirkungsgrad

Zur Verminderung von Treibhausgasen und insbesondere des CO_2-Ausstoßsses durch flüssigbrennstoffbefeuerten Anlagen sind die besten verfügbaren Optionen unter dem heutigen Gesichtpunkt die Techniken und betrieblichen Maßnahmen zur Erhöhung des thermischen Wirkungsgrades. Das erfolgt zusammen mit der Anwendung von fortschrittlichen rechnergestützten Steuersystemen zur Steuerung der Feuerungsbedingungen zwecks maximaler Emissionsminderung und Kesselleistung. Sekundärmaßnahmen zur CO_2-Abscheidung und -Entsorgung so wie im Anhang 10.2 dieses Dokuments beschrieben, befinden sich in einem sehr frühen Entwicklungsstadium. Diese Techniken könnten künftig verfügbar sein, aber sie können noch nicht als BVT betrachtet werden.

Bei Kondensationskraftwerken wird die Energieeffizienz als Wärmeverbrauchswert (Brennstoff-Eingangsenergie/Energieleistung an der Kraftwerksgrenze) und als Kraftwerkswirkungsgrad betrachtet, hier als der Kehrwert des Wärmeverbrauchswertes, d.h. erzeugte Energie/Brennstoff-Eingangsenergie in Prozent. Die Brennstoffenergie wird als unterer Heizwert gemessen. Durch Anwendung der im Unterpunkt 6.4.2 aufgeführten Maßnahmen zur Verbesserung des Wärmewirkungsgrads wie doppelte Zwischenüberhitzung und Einsatz fortschrittlichster Hochtemperaturmaterialien, können mit flüssigem Brennstoff befeuerte Kondensationskraftwerke Wirkungsgrade erreichen, die mit denen der steinkohlebefeuerten Anlagen vergleichbar sind.

Die Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) ist einer der technisch und wirtschaftlich weitaus bedeutsamsten Wege zur Erhöhung der Energie-(Brennstoff)-Effizienz eines Energieversorgungssystems. Die Kraft-Wärme-Kopplung gilt daher als bedeutsamste BVT-Maßnahme zur Verminderung der CO_2 -Menge, die je Einheit erzeugter Energie in die Atmosphäre ausgestoßen wird. Die Kraft-Wärme-Kopplung sollte als Ziel bei jedem neu erbauten Kraftwerk sein, sofern sie wirtschaftlich machbar ist; d.h. wenn der lokale Wärmebedarf ausreichend hoch ist, um den Bau eines kostenintensiveren KWK-Anlage zu rechtfertigen anstelle der einfacheren Anlagen zur ausschließlichen Erzeugung von Wärme oder Strom. Weil der Bedarf an Wärme während des Jahres variiert, müssen KWK-Anlagen sehr flexibel sein in Bezug auf das Verhältnis zwischen erzeugter Wärme und Strom. Sie sollten auch einen hohen Wirkungsgrad bei Teillastbetrieb aufweisen.

Der exergetische Wirkungsgrad (siehe auch Unterpunkt 2.7.5) bezüglich der Betriebs einer KWK-Anlage im Rahmen der BVT-Bedingungen wird mit 45 - 55 % bewertet, was einem Wärmeaufwandskoeffizienten zwischen 1.3 - 1.1 und einem Energie-(Brennstoff)-Wirkungsgrad von 75 - 90 % entspricht, je nach der speziellen Anlagennutzung.

Es sollte beachtet werden, dass diese BVT-Werte nicht unter allen Betriebsbedingungen erreicht werden. Die Energieeffizienz ist im Auslegungspunkt der Anlage am höchsten. Die tatsächlichen Werte der Energieeffizienz während des Betriebszeitraums der Anlagen können aufgrund der Laständerungen im Betrieb, der Brennstoffqualität usw. niedriger liegen. Die Energieeffizienz hängt auch vom Kühlsystem des Kraftwerks ab, von seiner geografischen Lage (siehe Table 2.3) und vom Energieverbrauch der Abgasreinigungssysteme ab.

Bei bestehenden flüssigbrennstoffbefeuerten Anlagen können mehrere Nachrüstungs- und Repowering-Verfahren benutzt werden, um den thermischen Wirkungsgrad zu erhöhen. Die im Unterpunkt 2.7.9 beschriebenen Maßnahmen sollten als Teil der BVT-Optionen berücksichtigt werden, um den Wirkungsgrad der bestehenden Anlagen zu verbessern. Die Anwendung fortschrittlicher rechnergestützter Steuersystemen zwecks

Erreichen einer hohen Kesselleistung mit verbesserten Feuerungsbedingungen zur Unterstützung der Emissionsminderung werden auch als BVT erachtet.

Allgemein müssen die folgenden Maßnahmen zur Erhöhung des Wirkungsgrad in Betracht gezogen werden:

- Verbrennung: Minimierung der Wärmeeinbuße aufgrund von unverbrannten Gasen in festen Abfällen und Verbrennungsrückständen.
- höchst mögliche Druck- und Temperaturwerte für das Arbeitsmedium Dampf. Wiederholte Überhitzung des Dampfes, um den elektrischen Nettowirkungsgrad zu steigern
- größtmöglicher Druckabfall am Niederdruckende der Dampfturbine durch die niedrigste mögliche Temperatur des Kühlwassers (Frischwasserkühlung)
- Minimierung des Abgaswärmeverlustes (Abwärmenutzung oder Fernwärme)
- Minimierung der Wärmeleitungs- und Wärmestrahlungsverluste durch Dämmung
- Minimierung des Eigenenergieverbrauchs durch entsprechende Maßnahmen wie z.B. Beseitigung der Verschlackung des Verdampfers, größerer Wirkungsgrad der Speisewasserpumpe usw.
- Kesselspeisewasservorwärmung mit Dampf
- Verbesserung der Schaufelgeometrie der Turbinen

6.5.3.2 Staub- und Schwermetallemissionen

Für das Entstauben von Abgasen aus neuen und bestehenden flüssigbrennstoffbefeuerten Anlagen gilt die Anwendung von Elektrofiltern oder Gewebefiltern als BVT. Zyklone und mechanische Abscheider stellen allein genommen keine BVT dar, doch sie eignen sich als Vorreinigungsstufe im Abgasweg.

Flüssige Brennstoffe, insbesondere Schweröl (HFO), enthalten i.d.R. Schwermetalle, vor allem Vanadium und Nickel. Prinzipiell verdampfen die Schwermetalle im Feuerungsprozess und kondensieren dann im Prozessverlauf auf der Oberfläche der Partikel (z.B. Flugasche). Elektrostatische Abscheider sind die meist benutzte Technik zur Entstaubung des Abgases aus Schweröl-Feuerungen. Gewebefilter sind auch eine benutzte Technik, doch ist ihre Bedeutung aufgrund des erhöhten Branntrisikos - welches vermindert ist, falls der Gewebefilter in Kombination mit einer Abgasentschwefelungseinrichtung (REA) angewandt wird - geringer.. Daher sind BVT zur Verminderung von Staub- und Schwermetallemissionen der Einsatz elektrischer Hochleistungsfilter (Minderungsgrad >99,5 %) oder, unter Beachtung des oben Genannten, Gewebefilter (Minderungsgrad >99,95%).

Periodische Überwachung auf Schwermetalle gilt als BVT. Empfohlen wird ein Turnus im Einjahres- bis Dreijahresrhythmus, je nach Art des betreffenden flüssigen Brennstoffs. Insbesondere Gesamtquecksilber muss überwacht werden und nicht nur der an Partikel gebundene Anteil.

Bei den zugehörigen Staubwerten wird die Notwendigkeit berücksichtigt, den Anteil feiner Partikel (PM_{10} und $PM_{2.5}$) zu vermindern und die Emission von Schwermetallen auf ein Minimum zu vermindern, weil sie dazu tendieren, sich vorzugsweise an feineren Staubpartikeln abzusetzen. Bei Feuerungsanlagen über 300 MW_{th} ist das Staubniveau niedriger, weil der Nasswäscher (REA) als Teil der BVT-Schlussfolgerung für Entschwefelung auch die Staubemissionen mindert.

Die BVT-Schlussfolgerung für Entstaubung und die zugehörigen Emissionsniveaus sind in der Tabelle 6.42 zusammengefasst. Die mit den BVT verbundenen Emissionswerte beruhen auf Tagesmittelwerten unter Normbedingungen mit einem O_2-Wert von 3 % und stellen eine typische Lastsituation dar. Während Höchstlast-, Anfahr- und Abfahrzeiten sowie bei Betriebsproblemen der Abgasreinigungssysteme müssen kurze Spitzenwerte, die höher sein können, berücksichtigt werden.

Kapazität (MW_{th})	Staubemissionswert (mg/Nm^3)		BVT zum Erreichen dieser Werte	Überwachung	Anwendbarkeit
	neue Anlagen	bestehende Anlagen			
50-100	5-20(1)	5-30(2)	ESA/GF	kontinuierlich (1,2)	Neue und bestehende Anlagen
100-300	5-20(3)	5-25(4)	ESA/GF/kombiniert mit REA (nass) (abhängig von spezi-fischer Anlagen-größe)	kontinuierlich	Neue und bestehende Anlagen
>300	5-10(5)	5-20(6)	ESA/GF/kombiniert mit REA (nass)	kontinuierlich	Neue und bestehende Anlagen

Hinweise:
ESA (Elektrofilter) **GF** (Gewebefilter) **REA(nass)** (Abgas-Entschwefelung (nass))

	Industrie und ein Mitgliedstaat erklärten, dass die Emissionswerte für Fälle anzugeben seien, in denen Emissionen nur durch Elektrofilter, ohne Einsatz von Nass-REA vermindert werden. Die folgenden Werte wurden empfohlen:
1, 2	10-50 mg/Nm^3 für Elektrofilter, periodische Überwachung
3, 5	oberer Wert: 30 mg/Nm^3 für Elektrofilter
4, 6	oberer Wert: 50 mg/Nm^3 für Elektrofilter
1-6	50-100 mg/Nm^3 für Brenner mit Dampfzerstäubung oder Einsatz von Zusatzstoffen unabhängig von der Kapazität des Kraftwerks.
3-6	Die Industrie gibt einen Oberwert von 15 mg/Nm^3 für Elektrofilter oder Gewebefilter kombiniert mit REA im Nassverfahren an.
4, 6	Ein Mitgliedstaat empfahl den BVT-Bereich von 10-50 mg/Nm^3 für vorhandene Anlagen mit einer Kapazität von über 100 MW_{th}, weil diese Werte mit den Emissionsgrenzwerten der Mitgliedstaaten übereinstimmen.
2	Ein Industrievertreter gab an, dass Staubemissionen von ca. 50 mg/Nm^3 erreichbar seien. Um eine Verminderung auf 30 mg/Nm^3 mittels entsprechender Gewebefilter oder Elektrofilter zu erzielen, könne das Erreichen einer Reduzierung von ungefähr 20 t Staub pro Jahr keine BVT darstellen.

Tabelle 6.42: BVT zum Entstauben von Abgasen aus flüssigbrennstoffbefeuerten Anlagen

6.5.3.3 SO_2-Emissionen

Allgemein gelten bei mit flüssigen Brennstoffen befeuerte Anlagen die Verwendung von schwefelarmen Heizöl und/oder Entschwefelung als BVT. Die Anwendung von schwefelarmen Heizöl jedoch für Anlagen über 100 MW_{th} kann in den meisten Fällen nur als Ergänzung angesehen werden, ist an sich aber allgemein nicht als ausreichend zu Verminderung von SO_2. An Standorten mit verfügbarem Erdgas ist die gemeinsame Feuerung mit Gas und Öl auch Teil der BVT.

Neben dem Einsatz von schwefelarmen Heizöl sind die Techniken, die als BVT gelten, vor allem Nasswäscher (Minderungsgrad 92-98 %) und die Entschwefelung mittels Sprühtrockenwäscher (Minderungsgrad 85-92 %), die bereits einen Marktanteil von über 90 % der Abgas-Entschwefelungstechniken ausmacht. Trockene REA-Techniken wie beispielsweise Trockensorben-Eindüsung werden zumeist in Anlagen mit einer Wärmeleistung von weniger als 300 MW_{th} benutzt. Der Nasswäscher bietet den Vorteil, die Emissionen von HCl, HF, Staub und Schwermetall zu vermindern. In bestehenden Anlagen mit einem bereits integrierten REA-System können die SO_2-Emissionen noch weiter vermindert werden, indem das Strömungsverhalten im Absorptionsbehälter noch weiter optimiert wird. Der Nasswaschprozess ist eine kostenintensive Option bei kleineren Anlagen und wird daher nicht als BVT für Anlagen mit einer Kapazität von unter 100 MW_{th} erachtet.

Der Meereswasserwäscher gilt als Teil der BVT-Schlussfolgerung aufgrund seiner hohen Zuverlässigkeit und da es sich um einen einfachen Prozess handelt, bei dem weder zu aufzubereitender Schlamm noch Nebenprodukte anfallen. Jedoch müssen die örtlichen Gegebenheiten wie beispielsweise die Meereswasserbedingungen, Gezeitenströme, die Meeresumwelt (Meerespflanzen) in der Nähe des Wasserausgangs des Wäschers usw. sorgfältig überwacht werden, um jegliche negativen Umweltauswirkungen oder ökologischen Auswirkungen zu vermeiden. Auswirkungen können sich durch die Verminderung des pH-Pegels in der Umgebung der Kraftwerksanlage sowie durch die Einleitung von Restmetallen (Schwermetalle) und Flugasche ergeben.

Die BVT-Schlussfolgerung für die Entschwefelung und die zugehörigen Emissionswerte werden in der Tabelle 6.43. zusammengefasst. Die mit den BVT verbundenen Emissionswerte beruhen auf Tagesmittelwerten unter

Normbedingungen mit einem O_2-Wert von 3 % und in einer typischen Lastsituation. Während Höchstlast-, Anfahr- und Abfahrzeiten sowie bei Betriebsproblemen der Abgasreinigungssysteme müssen kurze Spitzenwerte, die höher sein können, berücksichtigt werden.

Kapazität (MW_{th})	SO_2 -Emissionswerte bei BVT-Anwendung (mg/Nm^3)		BVT-Optionen zum Erreichen dieser Werte	Anwendbarkeit	Überwa-chung
	neue Anlagen	bestehende Anlagen			
50-100	100-350(1)	100-350(2)	schwefelarmes Heizöl gemeinsame Feuerung von Gas und Öl REA (tae) oder REA (ht)	neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
100-300	100-200(3)	100-250(4)	schwefelarmes Heizöl-gemeinsame Feuerung von Gas und Öl REA (tae) oder REA (ht) oder REA (nass) (in Abhängigkeit von der Anlagengröße) Meerwasserwäsche Kombitechniken für Verminderung von NO_x und SO_2	neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
>300	50-150(5)	50-200(6)	schwefelarmes Heizöl-gemeinsame Feuerung von Gas und Öl REA (tae) oder REA(ht) Meerwasserwäsche Kombitechniken für Verminderung von NO_x und $_{SO2}$	neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
Hinweise: **REA(nass)** (Abgasentschwefelung im Nassverfahren) **REA(ht)** (Abgasentschwefelung mittels Sprühtrockner) **REA(tae)** (Abgasentschwefelung durch Trockensorbenseindüsung)					
	Die folgenden Niveaus wurden durch die Industrie und ein Mitgliedstaat empfohlen:				
1,2	Bereich zwischen 200-850 mg/Nm^3				
3, 4, 6	Obergrenze 400 mg/Nm^3				
5	Obergrenze 200 mg/Nm^3				
2, 4, 6	Die Industrie erklärte, es sollte kein BVT-Wert vorgegeben werden, falls schwefelarmer Brennstoff benutzt wird. Begründet wurde das damit, dass bei ölbefeuerten GFA die SO_2-Emissionswerte unter Verwendung schwefelarmen Brennstoffs und kombiniert mit REA dazu bestimmt seien, den Umweltnutzen mittels hoher Kosten für den Brennstoff und die REA zu optimieren. Der erforderliche hohe Nettoblockwirkungsgrad sei zu optimieren, gleichsam die Brennstoffkosten, die Leistung der Emissionsminderungstechnik (niedrige Emissionsniveaus) und der diesbezügliche Energieverbrauch (Energieeinbuße). Der Mitgliedstaat führte an, dass die Brennstoffkosten des Schwerölbrenners sehr hoch seien. Die SO_2-Minderungstechniken und damit verbundenen Emissionsniveaus müssten angemessen sein, um die Wirtschaftlichkeit des Anlagenbetriebs sicherzustellen, unter sehr sorgfältiger Einschätzung des Umweltnutzens gegenüber allen Kosten und entsprechenden medienübergreifenden Auswirkungen. Es sei sehr wichtig, bei bestehenden Anlagen nur die Anwendung von schwefelarmen Brennstoff zuzulassen, um ein Absinken des Nettoblockwirkungsgrad zu verhindern.				
6	Ein Mitgliedstaat schlug vor, der BVT-Wertebereich für bestehende Anlagen über 300 MW sollte bei 200-400 mg/Nm^3 liegen, weil diese Werte den Emissionsgrenzwerten der Mitgliedstaaten entsprechen.				

Tabelle 6.43: BVT zur Vermeidung und Verminderung von Schwefeldioxid aus flüssigbrennstoffbefeuerten Anlagen

6.5.3.4 NO_X-Emissionen

Allgemein wird bezüglich der flüssigbrennstoffbefeuerten Anlagen die Verminderung von Stickstoffoxiden (NO_X) unter Verwendung kombinierter Primär- und/oder Sekundärmaßnahmen, wie z.B. SCR als BVT bezeichnet. Die betreffenden Stickstoffverbindungen sind Stickstoffoxid (NO) und Stickstoffdioxid (NO_2), gemeinsam als NO_X bezeichnet, sowie Distickstoffoxid (N_2O).

Bei Feuerungsanlagen über 50 MW_{th} und insbesondere bei Großanlagen über 100 MW_{th} zur Verminderung von NO_X-Emissionen gilt als BVT die Anwendung von Primärmaßnahmen kombiniert mit SCR oder anderen End-of-pipe-Techniken. Bei kleinen Anlagen unter 50 MW_{th} ist es i.d.R. nicht erforderlich, SCR anzuwenden, doch es handelt sich um ein angewandtes Verfahren, das verwendet werden kann.

Die wirtschaftliche Machbarkeit der Anwendung eines SCR-Systems bei einem bestehenden Kessel ist vorrangig eine Frage der erwartungsgemäß verbleibenden Lebensdauer der Anlage, die nicht unbedingt anhand des Alter der Anlage bestimmt werden kann. Die SCR-Anwendung hat den Nachteil einer 'gleitenden' Ammoniakemission (d.h. Ammoniak-Schlupf). Bezüglich der Ammoniakkonzentration ist ein Wert unter 5mg/Nm^3 der entsprechende BVT-Wert und wird mit der SCR-Anwendung verbunden. Kombinierte Techniken zur Verminderung von NO_X und SO_2 werden im Unterpunkt 3.5 als Teil der BAT-Schlussfolgerung beschrieben, aber ihre Vorteile, Nachteile und Anwendbarkeit müssen auf einer lokalen Ebene verifiziert werden.

Für Feuerungsanlagen mit einer Kapazität von unter 100 MW_{th} gilt die Anwendung einer Kombination aus verschiedenen Low-NO_X-Primärmaßnahmen als BVT.

Die Feuerraumhöhe bei alten Anlagen ist gewöhnlich gering und kann die Installation von Oberluft-Öffnungen (OFA) verhindern. Auch falls genug Platz für eine OFA-Vorrichtung ist, kann die Verweilzeit der Feuerungsgase im oberen Teil der Feuerung für die vollständige Verbrennung nicht lange genug sein. Bei Kesseln, deren Errichtung in den Jahren lag, als man bereits mehr über die NO_X-Formierung wusste, ist die Feuerraumhöhe größer, und so lassen sich niedrige NO_X-Werte erzielen. Die besten Ergebnisse werden erreicht, wenn Low-NO_X-Feuerung in die Kessenkonstruktion integriert ist, d.h. bei Neuinstallationen.

Die BVT-Schlussfolgerung zur Vermeidung und Verminderung von NO_X-Emissionen und der damit verbundenen Emissionsniveaus werden in der Tabelle 6.44. zusammengefasst. Die mit BVT verbundenen Emissionswerte beruhen auf Tagesmittelwerten unter Normbedingungen mit einem O_2-Wert von 3 % und in einer typische Lastsituation. Während Höchstlast-, Anfahr- und Abfahrzeiten sowie bei Betriebsproblemen der Abgasreinigungssysteme müssen kurze Spitzenwerte, die höher liegen können, berücksichtigt werden.

Kapazität (MW_{th})	NO_x -Emissionsniveau verbunden mit BVT (mg/Nm^3)		BVT-Optionen zum Erreichen dieser Werte	Anwendbar-keit	Überwa-chung
	neue An-lagen	bestehen-de Anlagen			
50 - 100	150-300(1)	150-450	Kombination von Pm (z.B. Luft- und Brennstoffstufung, Low-NO_x-Brenner usw. Bei LFO-Feuerung NO_X <300 mg/Nm^3 Für HFO-Feuerung mit max 0,2% N im Heizöl NO_X <360 mg/Nm^3 Bei HFO-Feuerung mit max 0,3% N im Heizöl NO_X <450 mg/Nm^3 SCR SNCR bei HFO-Feuerung	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich(6)
100 - 300	50-150(2)	50-200(3)	Kombination von Pm (z.B. Luft- und Brennstoffstufung, Low-NO_x-Brenner, Nachbrennen usw.), kombiniert mit SNCR, SCR oder Kombi-Techniken	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich
>300	50-100(4)	50-150(5)	Kombination von Pm (z.B. Luft- und Brennstoffstufung, Low-NO_x-Brenner, Nachbrennen usw.), kombiniert mit SCR oder Kombi-Techniken	Neue und bestehende Anlagen	kontinuierlich

	Industrie und ein Mitgliedstaat schlugen folgende Niveaus vor:
1, 5	Obergrenze 400 mg/Nm^3
2, 4	Obergrenze 200 mg/Nm^3
3	Obergrenze 450 mg/Nm^3
6	Der Industrievertreter forderte, nach Ansicht der Industrie sei “kontinuierliche” durch “periodische” Überwachung ersetzen. Als Begründung wird angegeben, dass bei bestehenden Anlagen die neuen empfohlenen Werte es den Kraftwerken gestatten, schweres Heizöl mit hohem N-Gehalt nur unter Anwendung von Primärmaßnahmen zur NO_x-Minderung zu verwenden.
5	Ein Mitgliedstaat schlug vor, der BVT-Wertebereich für bestehende Anlagen über 300 MW sollte bei 100-400 mg/Nm^3 liegen, weil diese Werte mit den Emissionsgrenzwerten der Mitgliedstaaten übereinstimmen.
1	Ein TWG-Mitglied schlug vor, den unteren Wert auf 100 mg/Nm^3 zu senken, weil das die Leistung der SCR reflektiere.

Tabelle 6.44: BAT für Stickstoffoxid-Vermeidung und -Minderung bei flüssigbrennstoffbefeuerten Anlagen

6.5.3.5 Kohlenmonoxid (CO)

BVT für die Minimierung von CO-Emissionen ist die vollständige Verbrennung beruhend auf einer geeigneten Auslegung der Feuerung, mittels hocheffektiven Überwachungs- und Prozesssteuerungstechniken sowie Wartung des Feuerungssystem. Neben den Feuerungsbedingungen hält ein optimiertes System der NO_X-Emissionsminderung die CO-Werte auf einem Niveau zwischen 30 und 50 mg/Nm^3.

6.5.3.6 Ammoniak (NH_3)

Der Nachteil von SNCR- und SCR-Systemen ist die Emission von nicht reagiertem Ammoniak in die Luft (Ammoniak-Schlupf). Die Ammoniakkonzentration bezüglich der BVT ist auf weniger als 5 mg/Nm^3 festgelegt. Der Ammmoniakschlupf ist oftmals der einschränkende Faktor bei der Nutzung der SNCR-Technik. Um den Ammoniakschlupf mit der SNCR-Technik zu vermeiden, kann eine SCR-Katalysator-Schicht im Vorwärmerbereich des Kessels angebracht werden, sofern die Abgastemperatur auch angemessen ist. Da dieser Katalysator den Ammoniakschlupf vermindert, verringert er damit auch den entsprechenden NO_X-Anteil.

6.5.3.7 Wasserverunreinigungen

Es werden unterschiedliche Abwasserströme (siehe Kapitel 1) durch den Betrieb von flüssigbrennstoffbefeuerten Anlagen erzeugt. Alle im Kapitel 6.4.6 beschriebenen Maßnahmen zur Verminderung von Emissionen in Wasser und die Vermeidung von Wasserverunreinigungen werden als BVT erachtet.

Die Gefahr von Ölverschmutzung hat eine völlig andere Dimension, betrachtet man das Risiko von Unfällen bei Öltransport oder die Lagerung bei ölbefeuerten Kraftwerksanlagen. Diese Probleme unterscheiden sich jedoch nicht von den normalen Risiken in Bezug auf Öltransport und Öllagerung im Allgemeinen; daher gibt es keine spezifischen Fragen hinsichtlich GFA, die diesbezüglich abzuhandeln wären.

Bei einem Kraftwerk ist es unvermeidbar, dass gelegentlich kleinere Mengen ölverschmutzten Wassers (Waschwasser) auftreten. Ölabscheidebehälter sind allgemein ausreichend, um Umweltschäden zu vermeiden.

Die BVT-Schlussfolgerung für Entschwefelung im Nasswaschverfahren bezieht sich auf die Anwendung einer Abwasseraufbereitungsanlage. Die für unterschiedliche chemische Behandlungen ausgelegte Abwasseraufbereitungsanlage dient zum Eliminieren von Schwermetallen, zur Verminderung der Metallanteile und zur Reduzierung des Feststoffanteils im Wasser. Die Aufbereitungsanlage dient zur Regulierung des pH-Werts, zur Abscheidung von Schwermetallen und Entfernen von Feststoffen und Abscheiden aus dem Abwasser. Mit modernen technischen Mitteln werden folgende Parameter überwacht: pH-Wert, Leitfähigkeit, Temperatur, Feststoffgehalt, Chlorgehalt, Schwermetallkonzentrationen (wie z.B. Cd, Hg, As, Cr, Cu, Ni, Zn, V, Pb), Fluor-Konzentration und chemischer Sauerstoffbedarf (CSB). Die Qualität des Abwassers nach den Abwasseraufbereitungsanlage variiert stark, gemäß der Brennstoffqualität, dem Entschwefelungsprozess und der Ableitung von Abwasser. Dennoch werden die mit der Anwendung einer Abwasseraufbereitungsanlage laut BVT verbundenen Emissionswerte in der Tabelle Table 6.45 zusammengefasst.

Emission in Wasser von einer Nass-REA-Abwasseraufbereitungsanlage (mg/l)	
CSB	<150
F	1-30
Stickstoffverbindungen	<50
Feststoffe	5-30
Sulfat	1000-2000
Sulfid	<0.2
Sulfit	0,5-20
Cd	<0,05
Cr	<0,5
Cu	<0,5
Hg	0,01-0,02
Ni	<0,5
Pb	<0,1
Zn	<1

Table 6.45: Emissionswerte in Verbindung mit einer BVT-Abwasseraufbereitungsanlage auf der Basis einer repräsentativen kombinierten 24-Stunden-Mischprobe

Die BVT-Maßnahmen zur Vermeidung bzw. Verminderung von Emissionen in Wasser werden in der folgenden Tabelle zusammengefasst: Tabelle 6.46.

Technik	Hauptsächlicher Umweltnutzen	Anwendbarkeit	
		Neu Anlagen	nachgerüstete Anlagen
Für Anlagen mit REA im Nassverfahren			
Wasseraufbereitung durch Flockung, Sedimentation, Filtration, Ionenaustausch und Neutralisation	Entfernen von Fluorid, Schwermetall, COD und Partikeln	BVT	BVT
Ammoniak-Minderung durch Luft-Stripping, Abscheidung oder biologischen Abbau	verminderter Ammoniakgehalt	BVT nur anwendbar, wenn Ammoniakgehalt im Abwasser hoch genug ist, weil SCR/SNCR der REA vorgeschaltet ist	
Closed-Loop-Betrieb	verminderte Abwasserableitung	BVT	BVT
Regenerierung durch Entsalzungsanlagen und Kondensataufbereitern			
Neutralisation und Sedimentation	verminderte Abwasserableitung	BVT	BVT
Sedimentschlämmung			
Neutralisation		BVT nur bei Alkali-Betrieb	
Waschen von Kesseln, Luftvorwärmern und Abscheidern			
Neutralisation undClosed-Loop-Betrieb oder Ersatz durch trockene Reinigungsverfahren	verminderte Abwasserableitung	BVT	BVT
Oberflächenwasser			
Sedimentationen oder chemische Aufbereitung und interne Wiederverwendung	verminderte Abwasserableitung	BVT	BVT

Tabelle 6.46: BVT für Abwasseraufbereitung

Die anderen beschriebenen Techniken für die Abwasseraufbereitung im Kapitel 3 können allgemein auch als BVT für diesen Sektor betrachtet werden.

6.5.3.8 Verbrennungsrückstände

Große Aufmerksamkeit hat die Industrie der Nutzung von Verbrennungsrückständen und Nebenprodukten gewidmet anstatt diese auf Deponien zu verbringen. Die Nutzung und Wiederverwendung ist daher die beste verfügbare Option.

Es gibt zahlreiche und unterschiedliche Nutzungsziele für die unterschiedlichen Nebenprodukte. Jede verschiedene Nutzungsweise bedingt spezifische Kriterien für die Qualität der Asche usw. Es ist unmöglich, alle diese Kriterien in diesem BVT-Referenzdokument zu behandeln, aber die Qualitätskriterien hängen i.d.R. mit den strukturellen Eigenschaften der Rückstände und dem diesbezüglichen Gehalt und den Eigenschaften von Schadstoffen in den Rückständen zusammen wie z.B. Asche, Löslichkeit der Schwermetalle usw.

Die aus der Feuerung von Heizöl entstehende Asche enthält, insbesondere bei der Feuerung von schwerem Heizöl (HFO), einen hohen Anteil an unverbranntem Kohlenstoff. Diese Asche kann daher verbrannt werden (in industriellen Öfen), oder sie kann wieder in die Brennkammer eines Kessels mit FDG und SCR-Systemen eingesprüht werden.

Das Endprodukt der nassen Waschverfahren ist Gips, der ein kommerziell nutzbares Produkt der Anlage ist. Er kann veräußert und anstelle von Naturgips verwendet werden. Praktisch wird der meiste in Kraftwerken erzeugte Gips in der Produktion von Gipskartonplatten benutzt. Durch den Reinheitsgrad des Gipses ist die Menge von Kalkstein begrenzt, die dem Prozess beigegeben werden kann.

Das Endprodukt der halbtrockenen Entschwefelungsverfahren dient für verschiedene Zwecke im Bauwesen anstelle von natürlichen Mineralien wie beispielsweise beim Straßenbau, für Erdarbeiten zur Kompostierung und Lagerung, für das Auffüllen von Kohleminen und zum Aufschütten von Dämmen in wasserdichter Konstruktion.

6.5.4 BVT für flüssigbrennstoffbefeuerte Gasturbinen

Für Gasturbinen, die mit flüssigem Brennstoff wie z.B. LFO oder Diesel befeuert werden, wird die Eindüsung von Wasser oder Dampf als BVT zur Verminderung von NO_X-Emissionen betrachtet. Heute sind Low-NO_X-Vormisch-Brenner (DLN) auch für mit flüssigem Brennstoff befeuerte Gasturbinen verfügbar. Diese DLN-Brenner können auch benutzt werden, wenn flüssiger Brennstoff und Erdgas in derselben Turbine verfeuert werden. DLN-Brenner gelten nur als BVT für neue Turbinen, wo die Technik auf dem Markt zur Verwendung von Gasturbinen verfügbar ist, die mit flüssigem Brennstoff befeuert werden. SCR kann auch verwendet werden, aber die entsprechende wirtschaftliche Machbarkeit der Anwendung muss von Fall zu Fall betrachtet werden. Bei Gasturbinen, die nur flüssigen Brennstoff verwenden (z.B. in Fällen, bei denen gasförmige Brennstoffe zeitweilig nicht verfügbar sind), wird auf Punkt 7.5 dieses Dokuments verwiesen.

Allgemein wird bei den flüssigbrennstoffbefeuerten Gasturbinen die Verwendung von schwefelarmen Brennstoff als BVT zur Verminderung von SO_2 erachtet.

6.5.5 BVT für flüssigbrennstoffbefeuerte (Diesel) Motoren

Dieselabgas enthält i.d.R. ungefähr 13 bis 15 Vol.-% O_2, deshalb beruhen die Emissionwerte bezüglich der BVT-Anwendung auf einem O_2-Niveau von 15 Vol-% als Referenzwert.

Ein Mitgliedstaat vertrat eine abweichende Ansicht hinsichtlich der Einbeziehung des “Dieselmotors” in dieses Dokument, da Dieselmotoren nur auf Inseln ohne Anschluss an das Festlandstromnetz eingesetzt würden. Anlagen mit einer installierten Gesamtkapazität von über 50 MW_{th} würden aufgrund der speziellen technischen Parameter der Dieselmotoren verwendet, die den Besonderheiten des Strombedarfs auf diesen Inseln Rechnung tragen. Die Anlagen arbeiteten nur für kurze Zeit im Jahr mit voller Leistung, d.h. während der Touristensaison (ungefähr zwei Monate). Den Rest des Jahres liefen sie nur mit gedrosselter Leistung (ungefähr 1/4).

Die Strombedarfsparameter bestimmen die Konfiguration der Installation, d.h. viele kleine Motoren sind erforderlich, weil die Kapazität der größten Einheit nur annähernd 10-15 % der installierten Gesamtkapazität erreichen kann. Die Stromerzeugungsanlagen müssen sehr flexibel sein zwecks schneller Starts und Abschaltungen sowie wegen häufiger und rascher Lastschwankungen und niedriger Teillasten, und sie müssen zu Schwarzstarts fähig sein. Diese Eigenschaften sind aufgrund des stark veränderlichen Strombedarfs in jeder Saison und auch während des Tages erforderlich, damit ein befriedigender Effizienzgrad gleichzeitig bei bestimmten Blöcken erreicht werden kann, die unter optimalen Lastbedingungen arbeiten müssen.

Ferner besteht die Notwendigkeit erhöhter Stabilität solcher isolierter Stromnetze angesichts des erhöhten Anteils an Windkrafterzeugung, die in Insellagen gefördert und unterstützt wird. Sämtliche Schwankungen in der Windkrafterzeugung müssen durch einen flexiblen Betrieb der Dieselmotoren abgefangen werden. Zudem führen die Einschränkungen in Bezug auf verfügbare Brennstoffe sowie die Schwierigkeit bei der Brennstoffversorgung auf Inseln zu dramatisch höheren Brennstoffpreisen.

6.5.5.1 Thermischer Wirkungsgrad

Die Emissionen des Kohlendioxids (wichtigstes Treibhausgas) hängen vom angewandten Brennstoff und vom Wirkungsgrad des Antriebsaggregats ab. Durch Sicherung eines hohen Wirkungsgrads der Motoranlage können die CO_2-Emissionen auf relativ niedrigem Niveau gehalten werden.

Motorgetriebene Kraftanlagen sind brennstoffflexibel und eigenen sich sowohl für dezentrale Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) als auch für Anwendungen mit größerer Grundlast. Der Gesamtwirkungsgrad in Verbindung mit den BVT bewegt sich um 60 bis 70 % bei Niederdruckdampferzeugung. Durch ergänzende Feuerung (wobei der Sauerstoffgehalt der Motorabgase als hauptsächliche “Verbrennungsluft” bei dem Brenner benutzt wird) kann eine große Menge Niederdruck- und Hochdruckdampf auf effiziente Weise erzeugt werden. Bei der Warmwassererzeugung (Ausgangstemperatur i.d.R. im Bereich von 80 bis 120 ºC) kann der Gesamtwirkungsgrad von ungefähr 85 % beim Betrieb mit flüssigem Brennstoff und bis zu 90% beim Betrieb mit gasförmigem Brennstoff, in starker Abhängigkeit vom Anteil der bei der Anwendung wiedergewonnen

Motorkühlwasserenergie, als mit BVT verbundenes Niveau angesehen werden. Heißes Wasser bis zu 200 ºC kann erzeugt werden, indem die Energie im Abgas sowie ein Teil der Energie zu Motorkühlung genutzt werden. Ein weiterer Vorteil besteht im hohen thermischen Wirkungsgrad (geringer Brennstoffverbrauch und folglich niedrige spezifische CO_2-Emission) der Motoren. Der BVT-bezogene elektrische Wirkungsgrad (an den Generatorausgängen) liegt zwischen ca. 40 bis 45 % (je nach Größe der Anlage) bezogen auf den unteren Heizwert des Brennstoffs.

6.5.5.2 Staub- und Schwermetallemissionen

Die Partikelemission erfolgt in Abhängigkeit vom Brennstoff. Infolge unterschiedlicher Temperaturen und Sauerstoffgehalte von Dieselabgas sind die elektrischen Eigenschaften von Dieselpartikeln unterschiedlich im Vergleich zu Partikeln aus dem Abgas von Kesselfeuerungen. Der Aschegehalt ist der hauptsächliche Parameter, doch andere Parameter wie z.B. Schwefel- und Asphaltengehalt des Brennstoffs beeinflussen auch die Partikelemission. Durch Verwendung von SCR zur NO_X-Minderung lässt sich eine sehr geringe Minderung der Partikelemissionen erreichen, je nach der Brennstoffart und der Ausgangstemperatur.

Da Sekundärreinigungsanlagen zur Verminderung von Partikelemissionen bei größeren Dieselmotoren derzeit in Entwicklung sind, kann die Anwendung von motorischen Maßnahmen kombiniert mit der Verwendung von aschearmen und schwefelarmen Brennstoffen, sofern kommerziell verfügbar, als BVT zur Verminderung von Partikelemissionen in Betracht gezogen werden.

Eine Anlage große Kapazität kann auch aus einer Anzahl mehrerer Aggregate mit vergleichsweise geringer Kapazität bestehen. In diesem Fall kann jedes Einzelaggregat mit Filterpartikeln versehen sein, insbesondere Rußfilter. Die Staubemissionen von Motoren bis zu 1,3 MW Brennstoffaufnahme können auf Emissionswerte unter 20 mg/Nm^3 begrenzt werden.

Die BVT-Schlussfolgerung zur Vermeidung und Verminderung von Partikelemissionen von Viertaktmotoren und die zugehörigen Emissionsniveaus sind in der Tabelle 6.47. zusammengefasst. Die Staubemissionsniveaus von Zweitaktmotoren können höher liegen.

Motortyp	Staubemissions-niveau (mg/Nm^3)	Überwachung	Hinweise
Dieselmotor	<30 LFO/Diesel <50(1) HFO	diskontinuierlich, einmal halbjährlich	stationärer Betrieb mit 85 bis 100 % -Last des Motors. O_2-Bezugswert bei 15 Vol.-%, Nm^3 bei 273 K und 101,3 kPa. Partikelfiltersysteme sind in Entwicklung für Motoren über 5 MWth
Ein Zweistoff-Motor im Reserve-Brenn-stoffbetrieb (Diesel-öl, max. 0,02 Gew.-% Asche)	<30 LFO/Diesel <50(1) HFO	diskontinuierlich, einmal halbjährlich	
1	Ein Mitgliedstaat forderte, die Staubemissionswerte von mit schwerem Heizöl betriebene Dieselmotoren sollten auf 100 mg/Nm^3 bei 15 % O_2 erhöht werden, da dieser höhere Wert bei Dieselmotoren (4-Takt oder 2-Takt) besser die Staubemissionen für HFO widerspiegelt und besser den Einfluss anderer Brennstoffparameter als den Aschegehalt berücksichtigt, wie, z.B. den Schwefel- und Asphaltengehalt.		

Tabelle 6.47: BVT zum Entstauben von Abgasen aus Viertaktmotoren durch Primärmaßnahmen an den Motoren

6.5.5.3 SO_2-Emissionen

Momentan existieren nur wenige Dieselkraftwerke, die mit REA-Systemen ausgestattet sind, und selbst diese arbeiten nur für eine begrenzte Anzahl von Betriebsstunden. Die Investitionskosten für eine REA-Anlage variieren stark entsprechend dem gewählten Betriebsverfahren. Die Betriebskosten hängen hauptsächlich von der Menge und der Art des Reagens, dem Wasser, dem Stromverbrauch, der Wartung und den Entsorgungskosten für Endprodukte ab. Daher wird die Anwendung von schwefelarmen Heizöl oder von Erdgas als BVT der ersten Wahl erachtet, sofern es kommerziell verfügbar ist. Falls zweitens schwefelarmes Heizöl oder Erdgas nicht verfügbar sind, wird die Verwendung eines sekundären REA-Systems als BVT zur Verminderung von SO_2-Emissionen erachtet.

6.5.5.4 NO_X-Emissionen

Die Anwendung von Primärverfahren und Sekundärmaßnahmen, insbesondere der Einsatz eines SCR-Systems, wird als BVT betrachtet, um NO_X-Emissionen aus flüssigbrennstoffbefeuerten Maschinenanlagen zu vermindern. Primärverfahren für mit flüssigem Brennstoff befeuerte Dieselmotoren sind:

- das ‘Miller-Konzept’
- verzögerte Einspritzung (injection retard)
- Direkte Wassereindüsung (direct water injection) (DWI)
- Feuchtluft-Eindüsung (humid air injection) (HAM).

Während des letzten Jahrzehnts wurden die NO_X-Emissionen von flüssigbrennstoffbefeuerten großen Dieselanlagen und mit schwerem Heizöl befeuerten Anlagen beträchtlich vermindert durch Primärmaßnahmen an der Maschine zusammen mit SCR, verglichen mit den vorhergehenden Werten, wobei ein hoher Wirkungsgrad der Anlage sichergestellt wurde.

Eine Einschränkung in Bezug auf die SCR-Anwendbarkeit ergibt sich bei kleinen Dieselmotoren und Zweitakt-Motoren, die oftmals mit veränderlichen Lasten betrieben werden müssen. Diese Anlagen werden oftmals bei isolierten System angewandt, die nur für einige Stunden betrieben werden. Entsprechend dem Stromverbrauch müssen diese Maschinen mehrmals am Tag hochgefahren und heruntergefahren werden.

SCR ist eine angewandte Technik bei Dieselmotoren, doch sie kann für Maschinen mit häufigen Lastschwankungen sowie häufigen Start- und Abschaltzeiten nicht als BVT erachtet werden aufgrund technischer Einschränkungen. Eine SCR-Anlage würde nicht effektiv funktionieren, wenn die Betriebsbedingungen und die entsprechende Katalysatortemperatur häufig über das erforderliche effektive Temperaturfenster hinaus schwanken würden. Folglich ist SCR Teil von BVT, aber in allgemeiner Hinsicht sind mit BVT keine spezifischen Emissionsniveaus verbunden.

Die BVT-Schlussfolgerungen zur Vermeidung und Verminderung NO_X-Emissionen sind in der Tabelle 6.48 zusammengefasst.

Anlagentyp	BAT	Anwendbarkeit	Überwa-chung	Hinweise
diesel-befeuerte Anlage	Miller-Anlage, Verzögerte Einspritzung, Wassereindüsung SCR	SCR kann bei neuen und bestehenden Anlagen angewandt werden	kontinuier-lich	O_2 Referenzpunkt bei 15 Vol.-%, Nm^3 bei 273 K und 101,3 kPa
Zweistoff-Anlage im Reserve-betrieb	Miller-Anlage, Verzögerte Einspritzung, Wassereindüsung SCR	SCR kann auch bei Zweistoff-Anlagen mit gasförmigem Brennstoff und im Reservebetrieb angewandt werden	-	O_2 Referenzpunkt bei 15 Vol.-%, Nm^3 bei 273 K und 101,3 kPa
mit leichtem Heizöl befeuerte Anlage	Miller-Anlage, Verzögerte Einspritzung, Wassereindüsung SCR	SCR kann bei neuen und bestehenden Anlagen angewandt werden	kontinuier-lich	O_2 Referenzpunkt bei 15 Vol.-%, Nm^3 bei 273 K und 101,3 kPa
mit schwerem Heizöl befeuerte Anlage	Miller-Anlage, Verzögerte Einspritzung, Wassereindüsung SCR	SCR kann bei neuen und bestehenden Anlagen angewandt werden	kontinuier-lich	O_2 Referenzpunkt bei 15 Vol.-%, Nm^3 bei 273 K und 101,3 kPa

Tabelle 6.48: Mit BVT verbundene NO_X -Niveaus für mit flüssigem Brennstoff betriebene Motoranlagen mit SCR als BVT

6.5.5.5 CO- und Kohlenwasserstoff-Emissionen

Um die Luftemissionen auf ein Minimum zu vermindern, wird eine gute Anlagenwartung als BVT betrachtet. Ein Dieselmotor weist geringe CO- und Kohlenwasserstoff-(HC)-Emissionen auf. CO-Emissionen verhalten sich oft gegenläufig zu NO_X-Emissionen. CO kann durch Primärmaßnahmen vermindert werden, die auf vollständige Verbrennung abzielen. Sekundärmaßnahmen wie beispielsweise Oxidationskatalysatoren zur CO-Minderung können auch als BVT gelten.

Oxidationkatalysatoren werden nicht empfohlen im Zusammenhang mit schwefelhaltigen flüssigen Brennstoffen. CO-Katalysatoren sind auf dem Markt verfügbar und werden als Teil der BVT-Schlussfolgerung erachtet. Die ersten kombinierten CO/NMHC-Katalysatoren sind in einigen Ottomotoren installiert, und gegenwärtig werden Erfahrungen gesammelt.

6.5.5.6 Wasserverunreinigungen

Eine Motoranlage benötigt nur geringe Wassermengen und kann daher an Standorten mit begrenzter Wasserversorgung betrieben werden, insbesondere bei luftgekühlten Motoren. Aufgrund des begrenzten Wasserbedarfs ist auch der Abwasseranfall geringer, und die thermische Belastung der umgebenden Gewässer wird vermindert.

6.6 Emerging techniques for the combustion of liquid fuels

Fuel cell applications are expected to be a future energy technique for clean liquid fuels. They may offer improvements in environmental protection and are expected to lead to higher efficiencies (possibly by up to 70 % in the future). Proof of the stability of operation for a qualified lifetime is the main necessity before they can be broadly applied. At the moment, the size of the pilot plants is small compared to LCPs.

7 COMBUSTION TECHNIQUES FOR GASEOUS FUELS

7.1 Applied processes and techniques

7.1.1 Unloading, storage and handling of gaseous fuels

Gaseous fuels are delivered to LCPs via pipeline, either from the gas-well or from liquid natural gas decompression and storage facilities. Natural gas from different wells varies in quality. Often gas clean up may occur at the production site to reduce transport problems in pipelines. Figure 7.1 shows the European natural gas network, indicating the pipelines integrated into the European system. The pressure in the main pipeline systems is 80 bar.

Figure 7.1: European natural gas network
[111, Eurogas, 1998]

The gas supplier usually provides centralised storage capacities for natural gas. At some sites, for existing LCPs, separate storage tanks still exist. Gas storage tanks are often located near to CHP units, but are used for public gas supply. On-site gas storage at LCP sites for new plants is not practised. Distillate is most commonly used as the back-up fuel in such circumstances and is stored on-site.

A range of gases may be used in gas combustion plants. If the pressure of the supply pipeline exceeds the required input pressure of the LCP, the gas needs to be decompressed. This normally takes place in an expansion turbine in order to recover some of the energy used for compression. Waste heat from the power plant can be used to heat up the decompressed gas and thus to increase electricity output. Fuel gas is then transported in pipes to the LCP.

Gas turbines only use clean gases for direct firing. Here also, natural gas may have to be decompressed if the pressure of the pipeline exceeds the required input pressure of the gas turbine. Adiabatic cooling of the expanded gas can be used to cool the fresh air entering the gas turbine's compressor. Fuel gases at atmospheric pressure from other sources have to be pressurised to the necessary input pressure of the combustion chamber of the particular gas turbine.

7.1.2 Gas turbines (GT)

Gas turbines are used for the transformation of chemically bound fuel energy into mechanical energy. They are applied for the production of electrical energy and to drive pumps and compressors. The number of gas turbines used worldwide has grown significantly during the last decade, and nowadays gas turbines are increasingly used for electricity production in base and intermediate loads. This increase may be explained by the abundant supply of natural gas at a favourable price and by the development of a new generation of gas turbines with higher output, efficiency, and reliability. Figure 7.2 shows a breakdown of gas turbines by firing mode worldwide.

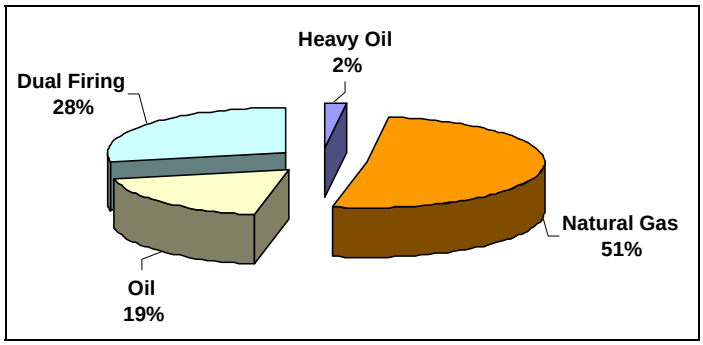


Figure 7.2: Firing mode of gas turbines-worldwide status
[32, Rentz, et al., 1999], [164, Lenk and Voigtländer, 2001]

Gas turbines are used within a wide range of thermal capacities, from small gas turbines at about 100 kW_e up to large gas turbines of 310 MW_e. Gas turbines can be fuelled with various gaseous fuels and liquid fuels. Natural gas is the usual gaseous fuel for gas turbines, but gases with low or medium calorific value are also applied, such as coal gas from coal gasification units, gas from blast furnaces and gas from biomass gasification units. Heavy duty gas turbines are capable of burning a variety of liquid fuels, from naphthas to residuals. Operating with ash-forming fuels, such as crude and residual oils, requires comprehensive treatment systems. The requirements applied for liquid fuels to be fired in gas turbines are described in Section 6.1.7.

Gas turbines are installed in different types of combustion plants such as combined cycle units, co-generation plants and integrated coal gasification units. Aeroderivative gas turbines are available up to 50 MW_e with efficiencies of up to 42 %. They are also largely used on offshore platforms. Heavy duty gas turbines (Figure 7.3) with power outputs from 200-300 MW_e can reach efficiencies of up to 39 %.

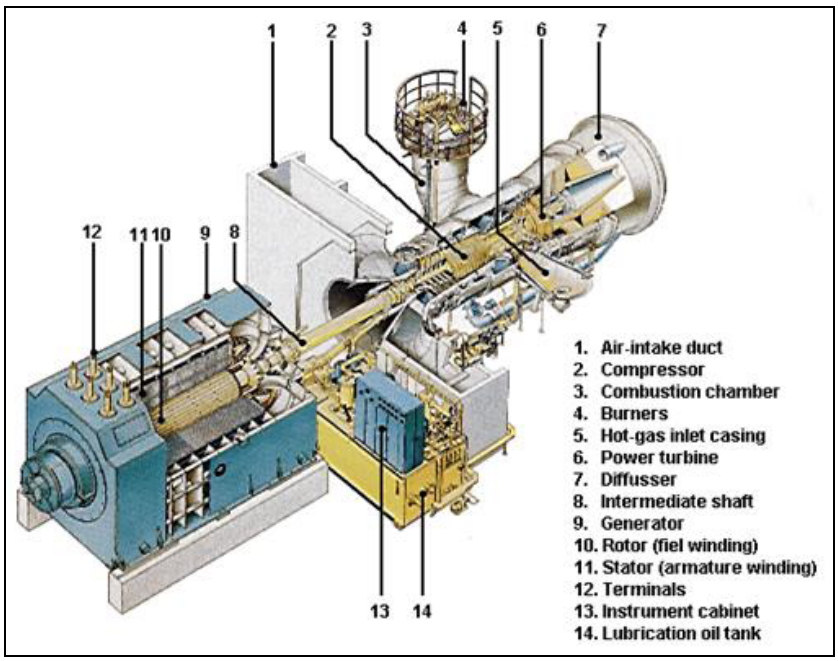


Figure 7.3: Heavy duty gas turbine electricity generating unit [104, Siemens, 2001]

The application of new gas turbines in combined heat and power units is increasing in an attempt to improve overall efficiency and emissions. As the efficiency of single cycle gas turbines varies from approximately 30 to 42 %, the efficiency of combined cycles can be up to 58 %, while application in a combined heat and power station, fuel utilisation values of 85 % can be obtained. It should be emphasised that the efficiency values mentioned apply to new, clean gas turbines at full load and under ISO conditions. At other conditions, the values may be significantly lower. The rapid development of gas turbines is expected to lead to even higher efficiencies and power output in the future.

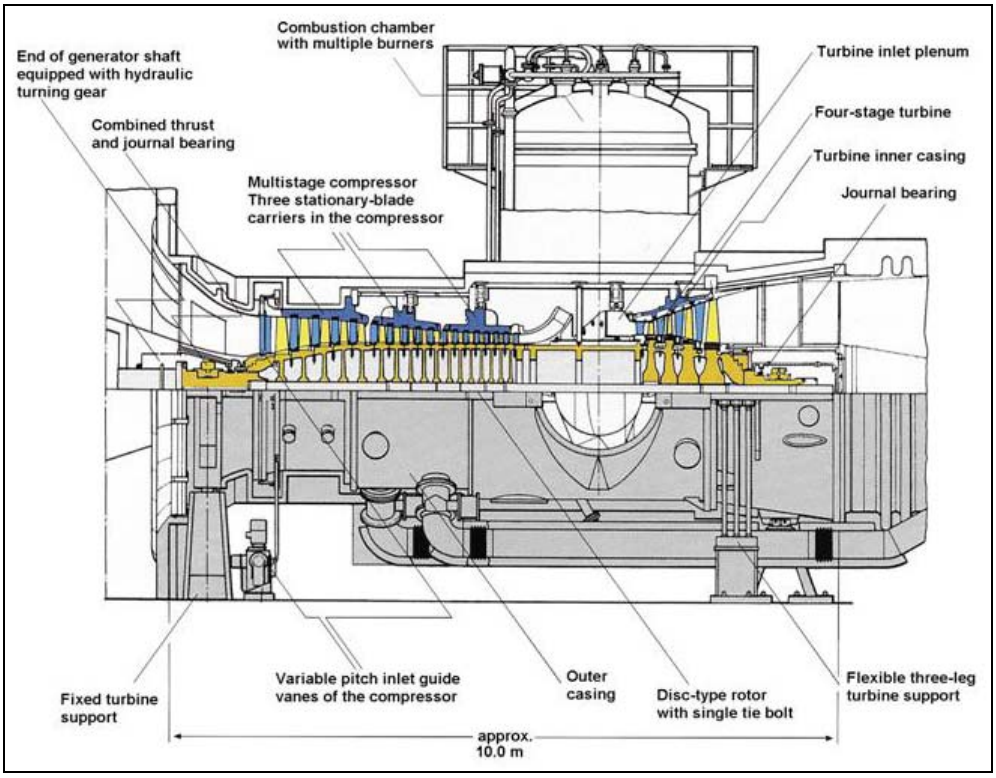


Figure 7.4: Gas turbine (159 MW) with a silo combustion chamber [104, Siemens, 2001]

A gas turbine consists basically of three elements: a compressor, a combustion chamber and an expansion turbine (Figure 7.4). Ambient air is taken in by the compressor through the air intake system, filtered and then compressed to a pressure of between 10 and 30 bar in aeroderivative or larger industrial gas turbines. Since a gas turbine consumes large amounts of combustion air, the presence of even low concentrations of contaminants in the air can result in a significant fouling of the gas turbine. This can be due to some of the contaminants precipitating on the blades of the compressor, directly affecting the performance of the gas turbine. This effect can be seen in the photographs below, which show the first row of turbine vanes before and after turbine washing [164, Lenk and Voigtländer, 2001].

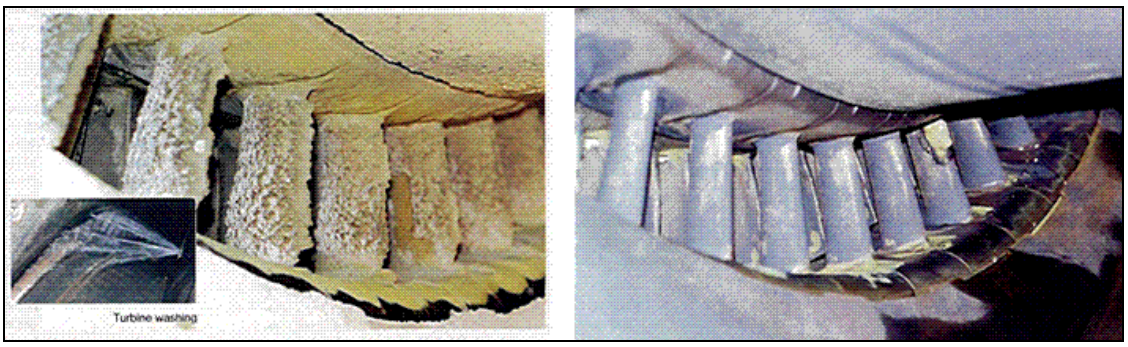


Figure 7.5: First row of turbine vanes before and after turbine washing [164, Lenk and Voigtländer, 2001]

The combustion air is filtered to prevent occurrence of these phenomena. In the combustion chamber(s), fuel and compressed air are burned at temperatures of up to 1235 to 1430 °C (for large gas turbines). After the combustion process, the gas expands through the turbine and generates electric power in the generator, drawing off the power needed to drive the compressors (Figure 7.3).

Gas turbines are designed with one or two shafts. Single-shaft gas turbines are configured with one continuous shaft and, therefore, all stages operate at the same speed. These units are most suited to generator drive applications where a significant speed variation is not required or even not wanted. In some cases, a reduction gear is applied between the gas turbine and the generator.

In a two-shaft gas turbine, the low pressure part of the turbine (the power turbine) is separated from the high pressure part, which drives the compressor. The low pressure turbine is able to operate at a wide range of speeds, which makes it ideally suited to variable speed applications. However, this feature is less important for application in power plants, because the driven equipment (i.e. the generator) has a constant speed during normal operation, related to the grid frequency.

In most heavy duty turbines for land-based operation, proven technology is used from aircraft or steam turbine applications. The materials applied in stationary gas turbines can be classified into three main groups: stainless steels (iron-based), nickel based alloys and cobalt based alloys. In general, the materials adopted for compressors are the same as those applied in the high pressure parts of the steam turbines. Nickel based materials are usually applied for combustor parts. For gas turbine blades, nickel based superalloys are applied because of their good mechanical properties at high temperatures.

As a result of optimising the superalloys with respect to mechanical properties, the corrosion resistance of these alloys is not optimal, especially at higher temperatures. Coatings are applied to improve the corrosion and oxidation resistance of turbine blade materials. Coatings for compressor blades are applied to improve the corrosion resistance (at low temperatures, condensates of moisture and acid solutions are corrosive to the components).

7.1.3 Compression ignition engines

Gas-fired compression ignition engines with a thermal input above 50 MW are rarely applied and thus described only briefly in this document. In the 1960s and 1970s, engine-driven power plants were mostly used for short-time running applications such as emergency, peaking and small-scale power production. Both larger base load engine driven power plants with outputs up to 150 MW_e and decentralised smaller simultaneous heat and power (CHP) production plants exist today. The reason for this trend is the opening-up, privatisation and decentralisation of the electricity markets in many countries, combined with the development, in recent decades, of high efficiency medium speed engines suitable for base load operation. Medium speed diesel engine units with a fuel input of up to 50 MW_{th} or more, gas diesel engines ('high pressure' and 'low pressure(dual fuel)' types) with a fuel input of up to 40 MW_{th} and spark-ignited engines with a fuel input of up to 18 MW_{th} are on the market [63, Wärtsilä, 2000].

7.1.3.1 Spark-ignited engines

A spark-ignited gas-Otto engine often works according to the lean burn concept. The expression 'lean burn' describes the ratio of combustion air and fuel in the cylinder, which is a lean mixture, i.e. there is more air present in the cylinder than needed for combustion. In order to stabilise the ignition and combustion of the lean mixture, in larger engine types, a pre-chamber with a richer air/fuel mixture is used. The ignition is initiated with a spark plug located in the pre-chamber, resulting in a high energy ignition source for the main fuel charge in the cylinder. The burning mixture of fuel and air expands, pushing the piston. Finally, the products of combustion are removed from the cylinder, completing the cycle. The energy released from the combustion of the fuel is transferred to the engine flywheel via the moving piston. An alternator is connected to the rotating engine flywheel and produces electricity. The engine type is designed for use with low pressure gas as a fuel.

7.1.3.2 Dual fuel engines

The dual fuel engine is a new engine type on the market developed for countries where natural gas is available. The engine type is fuel versatile, it can be run on low pressure natural gas or liquid fuels such as diesel oil, heavy oil, bio oils, etc. and it can operate at full load in both fuel modes. In the gas mode, the engine is operated according to the lean-burn principle, i.e. there is about twice as much air in the cylinder compared to the minimum needed for complete combustion of gas. This allows a controlled combustion and a high specific cylinder output without immediate risk of knocking or self-ignition when the process is well controlled. In gas engines, the compression of the air/gas mixture with the piston does not heat the gas enough to start the combustion process, some additional energy therefore, needs to be added and this is arranged by injecting a small pilot fuel stream (diesel oil, etc.). A liquid fuel such as diesel oil, etc. has a lower self-ignition temperature than gas and the heat in the cylinder close to the top position is enough to ignite the liquid fuel which, in turn creates enough heat to cause the air/gas mixture to burn. The amount of pilot fuel ranges from 1 to 5% of the total fuel consumption at full load. The engine works according to the diesel process in liquid fuel mode and otto-principle in gas mode. The burning mixture of fuel and air expands, which pushes the piston. Finally the products of combustion are removed from the cylinder, completing the cycle. The energy released from the combustion of fuel is transferred to the engine flywheel via the moving piston. An alternator is connected to the rotating engine flywheel and produces electricity.

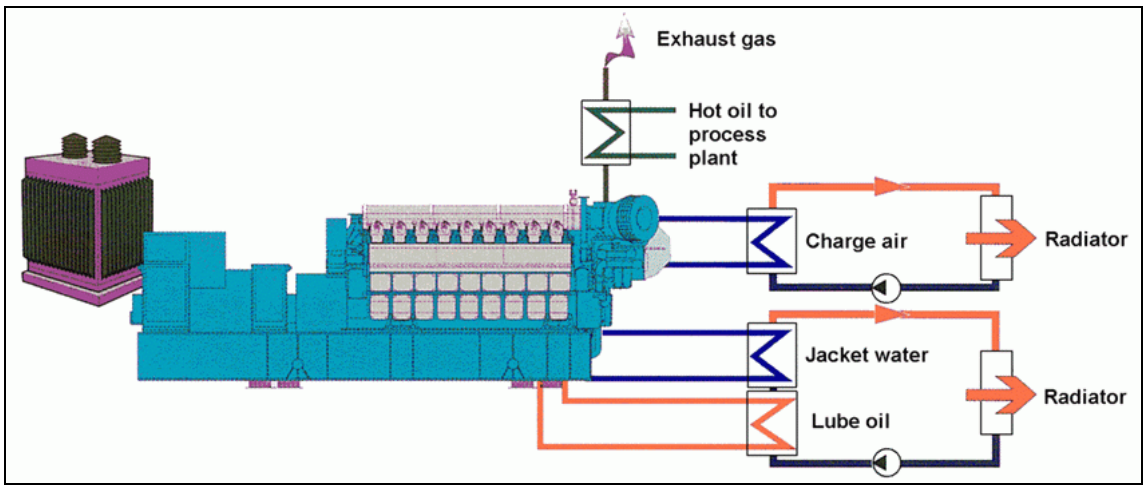


Figure 7.6: Natural gas fired engine
[149, Wärtsilä NSD, 2001]

7.1.3.3 High pressure gas injection engines

High pressure gas injection engines are operating according to the diesel process in both liquid and gas fuel modes. In gas mode, a pilot fuel oil (HFO, etc.) (typically 3-5 % of the total fuel heat input) and a high pressure gas at about 350-400 bar pressure are needed. The engine can operate at full load both in liquid and gas fuel modes. High pressure gas diesel engines up to about 40 MW_{th} or 20 MW_e are available on the market.

7.1.3.4 Co-generation using gas engines

A common heat recovery application for combined heat and power plants with gas engines, is to generate low pressure steam for industrial purposes. The pressure range is usually from 3 to 16 bar, but higher steam pressure and extended steam production can be achieved with supplementary firing or auxiliary fired boilers. Steam at 8 bar is well suited for desalination and absorption chillers, while certain industrial processes might require higher steam pressures. The ratio between electricity and heat consumption very much depends on the application of the particular industrial facility. A typical CHP plant generating steam at 7 to 8 bar, typically has a total fuel utilisation of about 60-70 % when only steam is produced and up to 90 % for hot water generation. The total efficiency depends on the amount of heat of the engine cooling water circuit that can be recovered. The steam generation system has an auxiliary oil or gas fired boiler in parallel with the engine exhaust gas boiler and is flexible in applications where large amounts of low steam pressures are required. The heat in the engine exhaust gas can also be either directly or indirectly (via an air-preheater-'LUVO') be utilised for drying, preheated burning air, etc. purposes dependent on the industry process requirements.

The second solution for boosting the steam generating capacity is to equip the exhaust gas boiler with supplementary firing. For larger spark-ignited gas engines, the oxygen content is typically 11 to 12 vol-% and for a high pressure gas diesel engine, often higher. This oxygen can be used as the main combustion air for supplementary firing. The system also makes it possible to generate high pressure steam and it has a good thermal efficiency for the additional fuel for the supplementary firing. So far, there are only a few reciprocating engines which exist equipped with supplementary firing, due to the challenges of combining the combustion flame with the pulsing of the engine exhaust gas and the relatively low oxygen content of the flue-gas [63, Wärtsilä, 2000].

An interesting CHP concept is the feed-water combined cycle where the waste heat from the engine exhaust gas and cooling circuits are used for increasing the efficiency of an existing, e.g. steam boiler plant. The electrical efficiency of a gas engine plant can be raised by equipping the plant with a steam turbine. Steam turbines most used in this application are single stage condensing turbines and the steam pressure typically applied is 12 to 20 bar.

7.1.4 Gas-fired boilers and heaters

Power plant gas-fired boilers are similar to the oil boilers described in Chapter 6. When designed for gas burning only, the combustion chamber is slightly smaller but, in most cases, these boilers are designed for burning liquid fuel too, in emergency situations or for co-combustion. The heat from the combusted fuel is used for the production of superheated steam, which expands in a steam turbine that drives a generator. In order to efficiently convert the energy from the steam to electricity, modern gas-fired boilers use supercritical steam parameters, which produces plant efficiencies of up to 48 % in the condensing mode and fuel utilisation figures of 93 % at combined heat and power production. The application of double reheat and increase of the supercritical steam parameters to 290 bar and 580 °C can reach these high efficiencies.

Another use of gas-fired boilers is as auxiliary boilers, to provide start-up facilities, including cold start possibilities in different types of thermal power plants. Auxiliary boilers are also applied in most power stations for heating buildings and equipment during standstill periods. These boilers are designed to produce slightly superheated steam at relatively low pressure. These small boilers are not addressed in this document.

There are a lot of gas-fired boiler installations in process industries and in district heating systems. Most of them are medium sized installations (i.e. from 50 to 300 MW). For these levels of heat output, increasing constraints on SO_2 and NO_X emissions leads to a larger utilisation of naturel gas. A large part of these boilers could also be fed with liquid fuel in emergency situations and for co-combustion.

The burners of the boilers are, in general, arranged in several levels in the walls (front firing or opposed firing) or at several levels tangentially in the four corners of the boiler. Firing systems for gas-fired boilers are similar to coal- or oil-fired boilers.

Gas burners are also used in process heaters, which are sometimes referred to as process furnaces or direct-fired heaters. These are heat transfer units designed to heat petroleum products, chemicals, and other liquids and gases flowing through tubes. The liquids or gases flow through an array of tubes located inside a furnace or heater. The tubes are heated by direct-fired burners that use standard specified fuels such as HFO, LFO, and natural gas, or the by-products from plant processes, although these can vary widely in composition. Gaseous fuels are commonly used in most industrial heating applications in the US. In Europe, natural gases also commonly used along with LFO. In Asia and South America, HFO are generally preferred, although the use of gaseous fuels is on the increase. More detailed information on gas and liquid fuel-fired heaters is available in Sections 6.1.4 and 6.1.10.2.

Gaseous fuels are used as support or start-up fuel for coal-, lignite- or oil-fired boilers. These combustion techniques are described in Chapters 4 and 6.

7.1.5 Combined cycle combustion

Today, about half of the new power generation capacity ordered consists of combined cycle power plants. At these plants, a gas turbine is combined with a steam turbine to generate electricity. For technical and cost reasons, the only practicable combined cycle gas turbine (CCGT) fuels are natural gas and light fuel oil (as back-up fuel). Figure 7.7 shows a three-dimensional drawing of a gas turbine combined cycle power plant built in Finland.

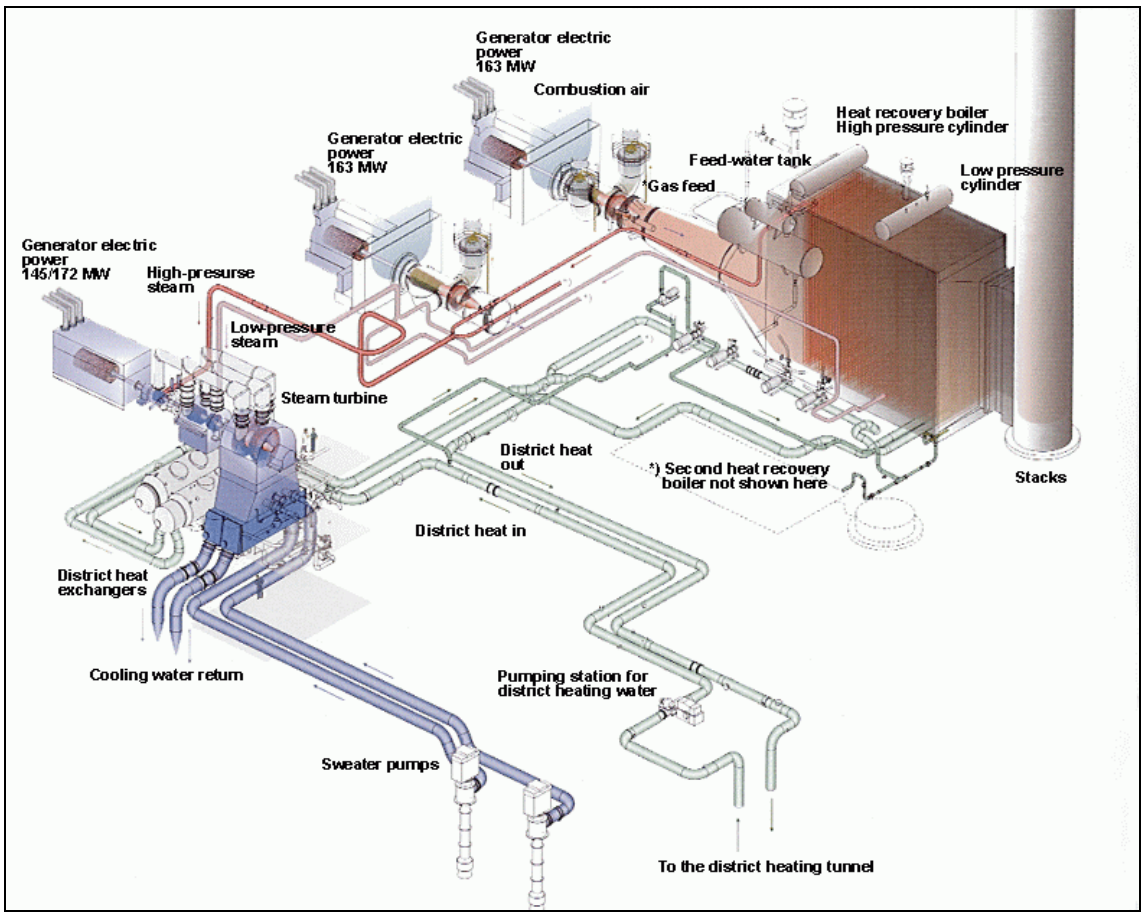


Figure 7.7: Gas turbine combined cycle power plant
[96, Helsinki Energy, 2001]

At combined cycle power plants, gas turbines generate power at an efficiency of approx. 33 - 38 %. The gas turbine exhaust gas typically has a temperature of 430-630 ºC, depending on the turbine type and on ambient conditions. This hot gas is led to a heat recovery steam generator (HRSG), where it is used to generate steam, which then expands at a steam turbine power plant in principle similar to a condensing power plant. The great attractions of a CCGT plant are its low heat rate and its low investment cost, which have made CCGT competitive, despite the high cost of the natural gas fuel. In the past 20 years, the heat rate of a CCGT plant has decreased from 2.2 to 1.7, i.e. the LHV efficiency has grown from 45 to 58 %. Gas turbines are currently still undergoing rapid development, and a CCGT heat rate below 1.67 (efficiency over 60 %) should be possible in the near future. In today's CCGT plants, approximately 2/3 of the output comes from the gas turbine and the remaining 1/3 from the steam turbine. However, recent commissioning experience suggests that there are difficulties in achieving the very high efficiencies forecast.

Because less than 1/3 of the oxygen in the gas turbine inlet air is consumed for combustion in the gas turbine combustor, supplementary firing of fuel in the gas turbine exhaust gas is possible. In modern CCGTs, this causes a slight increase in the power generation heat rate. However, in industrial co-generation, it is frequently used as a means of controlling HRSG steam generation independently of the gas turbine output. In co-generation applications, supplementary firing also improves the overall efficiency of heat and power generation.

Because both natural gas and light fuel oil are very clean fuels and allow a practically complete combustion in gas turbine combustors, there are no problems with ash, char or SO_2 at CCGT plants. The only problem is NO_X, which, at modern plants, is controlled by using special low NO_X burners and sometimes SCR added to the HRSG. In older burners, the NO_X can be controlled by water or steam sprays into the burners, but it happens at the expense of the plant heat rate.

Gas turbines are inherently very noisy, therefore they are built into special noise attenuation enclosures, with silencers integrated into the gas turbine air intake and exhaust gas outlet channels.

Figure 7.8: Recently built gas turbine combined cycle power plant in Belgium

In the power generation sector, several gas turbine process configurations can be distinguished for the use of the energy contained in the gas turbine off-gas:

- combined cycle without supplementary firing (HRSG)
- topping cycle (hot wind box).

7.1.5.1 Combined cycle without and with supplementary firing (HRSG)

Within this process, fuel is exclusively fed into the combustion chamber and no additional firing takes place in the recovery steam generator. The steam generated by the heat recovery steam generator from the thermal energy contained in the gas turbine exhaust gas is further used to produce electricity via a steam turbine. This type of combined cycle gas turbine achieves efficiencies as high as 58.5 %. The fuel generally used is natural gas or light oil, but the use of coal in a gasification plant, that will need to be installed upstream of the gas turbine, is also possible (see Chapter 4). A schematic drawing of the combined cycle without supplementary firing (HRSG) technology is given in Figure 7.9.

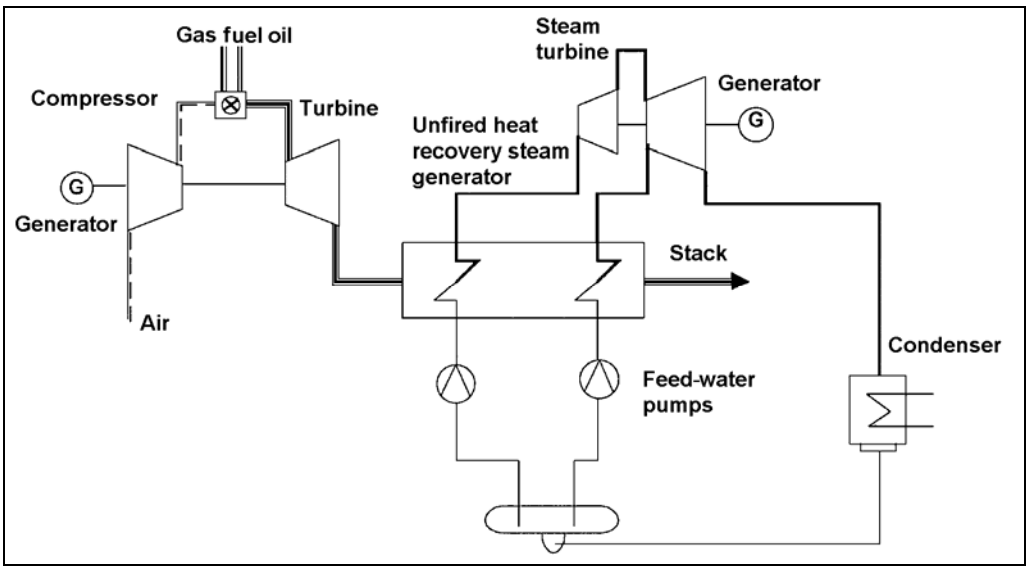


Figure 7.9: Schematic of a combined cycle power plant with a heat recovery steam generator (HRSG)
[32, Rentz, et al., 1999]

A multishaft configuration is applied mostly in phased installations in which the gas turbines are installed and operated prior to the steam cycle operation and where the intention is to operate the gas turbines independently of the steam system. Multishaft combined cycle systems have one or more gas turbine generators and HRSGs that supply steam through a common header to a separate single steam turbine generator unit.

Exhaust gas bypass systems, which are applied in multishaft combined cycle systems to provide fast start-up and shutdown and flexibility of operation are not required with singleshaft systems or with multishaft systems with one gas turbine and one steam turbine

HRSGs are generally heat-exchangers of the convection type, provided with fin tubes, and which exchange the heat from the exhaust gases to the water steam cycle. The exhaust gases are cooled down as low as possible to achieve the highest efficiency. The temperature is restricted by the risk of corrosion caused by a possible condensation of the acid (sulphur) products from the exhaust gases. Exhaust temperatures of 100 °C are considered normal.

HRSGs are constructed in horizontal (with natural circulation of the evaporation system) and vertical (with forced circulation of the evaporation system) configurations. The choice depends on the space requirements and/or the client preferences. Both types are widely used.

7.1.5.1.1 Combined cycle with supplementary firing (topping cycle)

In a topping cycle, the heat of the exhaust gases of the gas turbine is used as combustion air in a conventional power plant with coal or gas fired steam boilers. Several options for integrating this cycle with a conventional power plant process are possible. Although this integration is feasible in new designs, topping cycles have typically been applied in the past as repowering options to improve the efficiency of existing plants (see example 6.2.3.1 in Chapter 6) and/or to increase the heat supply capability of co-generation plants. Various types of topping cycle combined gas turbines are in use in application with outputs of up to 765 MW_e (1600 MW_{th}), and can achieve efficiencies of up to 48 %. A schematic drawing of this technology is shown in Figure 7.10.

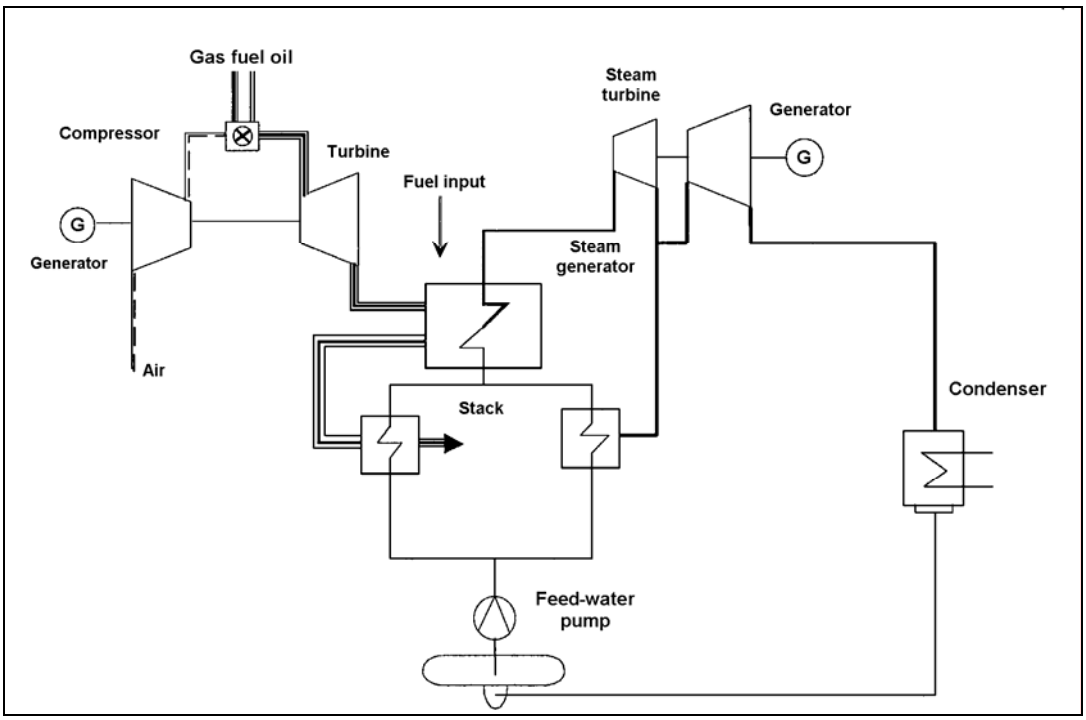


Figure 7.10: Schematic of a topping cycle combined power plant [32, Rentz, et al., 1999]

In a topping cycle (combined cycle with supplementary firing), the air preheaters that heated the inlet air are not needed and should be removed. A gas turbine is usually selected with approximately the same exhaust gas flow as the design combustion airflow of the boiler. Because of the lower oxygen content of the exhaust gases of the gas turbine (in comparison to normal combustion air), less fuel can be combusted in the existing boiler. This results in a lower average temperature of the boiler and consequently a lower steam production in the boiler. The temperature of the flue-gas at the outlet of the radiation part of the boiler will be about the same as in the existing situation. This results in excess heat at lower temperatures. To use this excess heat, a high pressure and a low pressure economiser have to be installed in the boiler. In these economisers (parallel to the existing feed-water preheaters) part of the feed-water will be preheated and, therefore, the amount of extraction steam from the steam turbine will decrease.

A two-stage combustion process can also be created by using exhaust gases of the gas turbine in the existing boiler and resulting in a considerable reduction of NO_X emissions. In one case example, a reduction of NO_X emissions of 50 % has been achieved in the Netherlands.

The electrical capacity of the gas turbine is 20-25 % of the total capacity of the power plant.

7.1.5.1.2 Topping cycle with feed-water heating

This process configuration is a combination of the two combined cycles mentioned above. Here, part of the condensate and of the feed-water is preheated in the heat recovery steam generator. The gas turbine or reciprocating engine heat recovery steam generator is linked to the steam turbine/steam generator but only on the water/steam side; a replacement of the combustion air by the gas turbine or reciprocating engine exhaust gas does not, therefore, take place. Reciprocating engines are suited for low pressure feed-water preheating.

By using feed-water heating, the prime mover (gas turbine or reciprocating engine) exhaust gases are cooled in the heat-exchangers by preheating the feed-water. In general, two heat-exchangers, (or strings) one each for low pressure and high pressure feed-water heating, are installed. The heat-exchangers are equipped parallel to the existing (steam fed) feed-water preheaters.

Heat extractions from the prime mover can be eliminated or reduced, which thus results in an increase in the electrical power output of the prime mover. This implies that the heat in the exhaust gases of the prime mover contributes fully to the electrical power output and efficiency of the unit. It appears that the best solution with feed-water heating will be obtained with prime mover with a high efficiency and enough heat capacity to achieve the complete feed-water heating of the bottoming cycle.

The increase in power production is, however, limited by the flow capacity of the steam turbine and by the power rating of the generator. The efficiency improvement with this option is about 2-5 % dependent on the prime mover and the existing steam turbine capacity.

A comparison of the capacity of the preheating system of the unit with the heat available in the gas turbine exhaust gases sets the number of prime movers required and the ultimate increase in heat capacity.

The increased flexibility (electrical power versus thermal heat production) is an important advantage gained by the modifications described. The steam plant can operate independently of the prime mover. The flexibility, however, is limited by the maximum allowable flow through the low pressure steam turbine.

Because a topping cycle with feed-water heating does not affect the combustion process of the boiler, the boiler emissions are also unaffected. Total emissions are influenced by the contribution of the prime mover exhaust gases.

7.1.6 Co-generation (CHP)

Only 40-60 % of the fuel energy (measured as the fuel lower heating value LHV) can be converted into electric power at electricity-only power plants. The rest is lost as low temperature waste heat into the air or water or both. Because a lot of heat is also needed by the end users in space heating and many industrial processes, the question arises as to how this rejected heat of condensing power plants can be made useful. The thermodynamic answer to this is quite simple: raise the temperature of the rejected heat to the useful level required, e.g. to 70-120 ºC for space heating and 120-200 ºC for industrial processes. However, this happens to the cost of power generation.

Co-generation is a means of improving the energy efficiency by influencing the energy supply system structure. In every case, co-generation can save fuel compared to the separate generation of heat and power from fossil fuels. If the local heat load is big enough, and the co-generation plant consequently big enough, co-generation can also save money. Technically, all power plants can be modified for co-generation. The suitability of applying a gas turbine in a co-generation plant is partly related to the relatively low investment costs and the high cycle efficiency it offers.

The heat from the gas turbine exhaust gases is used for steam production in a heat recovery steam generator (also called a waste heat boiler). The steam can be used fully for electricity production, as in the combined cycle, or can be extracted partially (or sometimes fully) and used for steam supply to consumers, who can then use the steam in their own processes or for other purposes such as district heating or seawater desalination.

There are many possible configurations to meet the specific plant requirements. Depending on the demand for heat and power, the most common are:

- gas turbine with a heat recovery steam generator and supply of all the generated steam to steam consumers
- gas turbine with a heat recovery steam generator with back-pressure steam turbine, and supply of all the generated heat to steam consumers
- gas turbine with a heat recovery steam generator with steam extractions to consumers and/or the use of extraction steam for other heating purposes and a vacuum steam condenser. This design usually gives more flexibility in the power/heat ratio
- steam injected gas (STIG) cycles in which steam is also generated by the exhaust heat but partly injected to the gas turbine. These are used primarily with aeroderivative gas turbines without the application of a steam turbine. These cycles are mainly applied in co-generation applications with intermittent process steam demands.

An important measure of a co-generation power plant is its power/heat output ratio. Obviously, because electric power can be economically two to four times as valuable as heat, it can be preferable to have as high a power/heat ratio as possible in combination with a low overall heat rate. Here again, the laws of physics set their limits. As explained above, the higher the temperature level of the recovered heat, the less power and more heat is gained from the process. In case a high power/heat ratio is requested or required in this respect, the combined cycle (CCGT) is far more favourable than the conventional steam process. At a condensing CCGT, 2/3 of the power output comes from the gas turbine, and the co-generation-related power loss only occurs in the steam turbine producing the other 1/3 of the output. The power/heat output ratio of a CCGT at nominal load can be 1.1 in district heating applications and 0.9 in the pulp and paper industry, while the figures in steam only co-generation are 0.6 and 0.3 respectively. The annual average figures are typically clearly lower, due to, among others, part load operation and start-up/shutdown cycles.

For co-generation to compete successfully in the market, a high price and demand of electricity and a big enough local heat demand are determining parameters required. For a small power and heat demand, the plant size may remain under the limit of economic competitiveness.

	Power generation heat rate (1)	**Power to heat ratio (2)**	**Total co-generation system heat rate (3)**	**Separated system heat rate; coal (4)**	**Separated system heat rate; CCGT (5)**
Conventional coal condensing	2.3				
CCGT condensing	1.8				
Industrial conventional co-generation (6)	5.0	0.28	1.1	1.36	1.25
Industrial CCGT co-generation	2.4	0.9	1.15	1.67	1.43
DH conventional co-generation	2.9	0.6	1.1	1.55	1.36
DH CCGT co-generation	2.1	1.1	1.1	1.73	1.47
Heat only boilers/coal			1.1		
Heat only boilers/HFO			1.1		
Heat only boilers/gas			1.07		

Notes:
1) Fuel input (LHV)/Net power output
2) Net heat output/Net power output
3) Fuel input (LHV)/(Net power + heat output)
4) Combined heat rate of producing separately in conventional coal condensing plants and heat only boilers (HR = 1.1) the same amounts of power and heat as in the cogenerating system. To be compared with the HR indicated in row 3
5) Combined heat rate of producing separately in CCGT condensing plants and heat only boilers (HR = 1.1) the same amounts of power and heat as in the cogenerating system. To be compared with the HR indicated in row 3
6) Live steam 80 bar 480 °C; back-pressure 4 bar

All figures refer to nominal full load operation.

Table 7.1: Indicative comparison of co-generation with separate power and heat generation [59, Finnish LCP WG, 2000]

In Table 7.1, the total system heat rates (the final three columns on the right) are comparable in each row. They tell how much fuel is needed in a co-generation system and in a separated system with the same power and heat outputs, but with heat and power generated separately. It can be seen that, in each case, the separated system-whether conventional or CCGT-based-clearly consumes more fuel than the co-generation system providing the same energy service. When the comparison basis is conventional condensing power, the reduction in fuel consumption by co-generation ranges from 20 % for the conventional industrial co-generation to 57 % for the district heating CCGT co-generation. If CCGT condensing is assumed for the separate power generation, the savings are smaller, 12 % and 34 % respectively. These figures are quoted only to give a general idea of fuel savings through co-generation; the actual figures always depend on the specifics of each project and the energy supply system of which it is a part.

For co-generation to compete successfully in the market, a high electricity price and a big enough local heat demand are required. For a small heat demand, the plant size remains under the limit of economic competitiveness. Big local industrial heat loads typically exist in the pulp and paper industry, in refineries and in the chemical industry and, in some cases, in the food and textile industries. See also Section 7.1.3.4 'co-generation using gas engines' for reciprocating engine information.

Cheng cycle

In the 'Cheng cycle', the heat of the exhaust gases from a gas turbine is used for steam generation on one pressure level, which is fully injected into the gas turbine. In practice, the Cheng cycle is applied in combined heat and power (CHP) units giving a normal steam supply to users, with a varying heat demand. In situations where no heat or less heat is required the generated steam can be used for electric power generation. It can be noted that make-up water is required for the steam generation, which has to be considered as an overall loss due to its discharge to air together with the exhaust gases. The efficiency increases with decreasing compressor ratio. A turbine efficiency of more than 50 % at a turbine inlet temperature of 1200 °C is calculated [58, Eurelectric, 2001].

7.1.7 Control of emissions to air from gas-fired turbines and combined cycles

7.1.7.1 Abatement of dust emissions

Fuel dust contained in natural gas is washed out at the production site if necessary. Dust or particulate matter emissions from gas turbines burning natural gas are not an environmental concern under normal operation and controlled combustion conditions.

Other gases, such as the by-products of chemical plants, can contain dust. These gases are required to meet different emission limit values compared to natural gas and must be burned or co-combusted in power plants equipped with primary and secondary measures to reduce the dust emissions if these limits cannot be met.

7.1.7.2 Abatement of SO_2 emissions

Fuel sulphur in natural gas in the form of H_2S is washed out at the production site. Thus, fuel qualities are obtained which directly meet SO_2 emission limit values for all applications. Other gases, e.g. as by-products of chemical plants, can contain sulphur. These gases are required to meet different emission limit values compared to natural gas and must be burned or co-combusted in power plants equipped with FGD technology if these limits cannot be met.

7.1.7.3 Abatement of NO_X emissions

7.1.7.3.1 Water or steam injection

Since dry low NO_X combustors (DLN) have reached an acceptable state of development, water/steam injection is now used in Europe, although only to a minor degree so far, as a NO_X reduction measure. However, for existing installations, it is the most easily applicable technology, and may be applied in combination with other NO_X abatement measures. In Canada, about half of the gas turbines with NO_X control are equipped with steam/water injection.

Water/steam injection can be performed either by the injection of a mixture of fuel and water or steam or by the injection of water or steam through nozzles directly into the combustion chamber. The evaporation or superheating of steam requires thermal energy, which is then not available to heat the flame. Thus, the flame temperature decreases and NO_X formation also reduces. As can be seen from Figure 7.11, the emission reduction rate strongly depends on the amount of water or steam used. In order to reach high emission reduction rates, large amounts of water or steam are necessary; sometimes the amount of water or steam injected is higher than the amount of fuel burned. A higher emission reduction rate can be achieved with water than with steam (for a given water or steam-to-fuel ratio), which can be explained by the fact that more energy is required to evaporate the water (in practice approximately twice as much steam is necessary to achieve the same NO_X emission reduction). Water injection is often used when steam is not available, e.g. in simple cycle applications and in pipeline compression, whereas steam injection is usually preferred on natural gas-fired combined cycles, where steam is readily available from the exhaust heat recovery system.

The steam, or water, injected into gas turbines needs to be of very high purity, which requires the use of a high quality water treatment plant, which in turn may create a liquid effluent requiring disposal. Also, the steam or water needs to be injected at high pressures, usually 20 bar or greater. The use of steam or water injection may also reduce the life expectancy of a gas turbine.

Emission reduction rates of between 60 and 80 % can be achieved but without limiting CO. If CO emission limit values are observed, NO_X reduction rates between 40 and 60 % can be achieved. The steam/water to fuel ratio depends on the gas turbine type (e.g. for flame) and it varies between 1 and 1.2. NO_X emissions can be reduced to approximately 80-120 mg/Nm^3 (at 15 % O_2). The reduction rates by steam or water injection are presented in Figure 7.11.

The injection of water or steam has an influence on the general gas turbine parameters, such as the output, efficiency, and the exhaust mass flow. For example: the efficiency of a gas turbine is reduced through water/steam injection, and flame stability problems can be observed at high water to fuel ratios [32, Rentz, et al., 1999].

The investment costs for retrofitting gas turbines with water or steam injection can vary widely. These costs are mainly related to the water conditioning and injection devices used. The additional operating costs incurred by the water/steam injection are due to an increased fuel consumption.

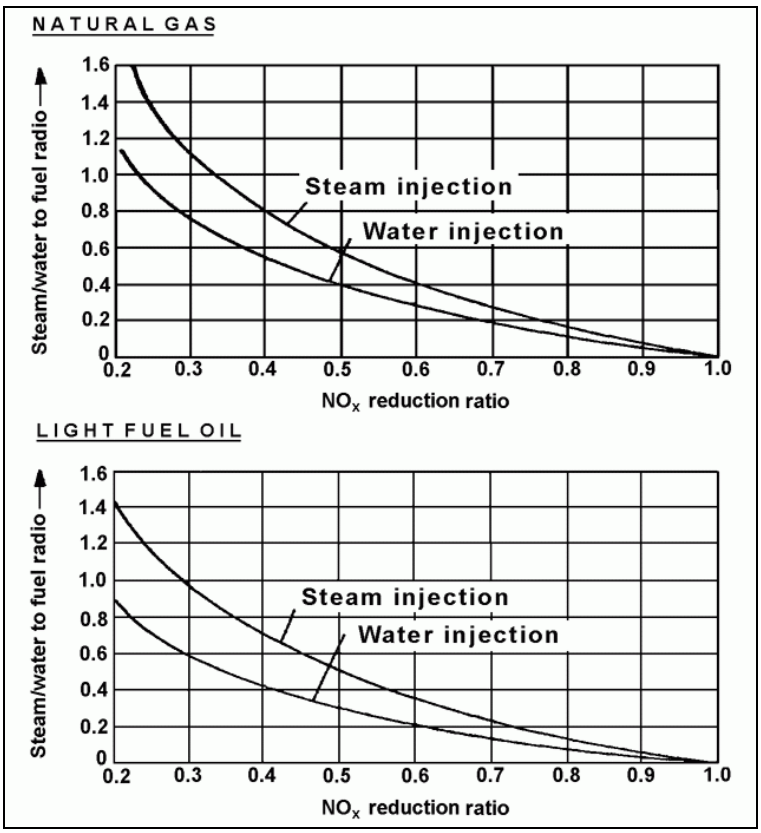


Figure 7.11: NO_X reduction by steam or water injection [32, Rentz, et al., 1999]

Some major drawbacks of this NO_X abatement technique are the increased emissions of CO and hydrocarbons, a decrease in the thermal efficiency of the installation, and an increase in fuel consumption. Steam injection causes a greater efficiency loss than water injection (3-4 % for water injection). Furthermore, direct injection of water or steam results in a higher material stress (small fissures can occur on the material surface due to temperature shock) than injection of a fuel/water or steam mixture. As a consequence, the latter alternative is preferred. [32, Rentz, et al., 1999].

The emission levels can vary a lot, depending on the load of the turbine. In many installations, the steam can be produced only in higher loads, which means that emissions will be reduced only after this base load level has been reached. This makes steam injection of little use for gas turbines with lots of load changes. A steam injection retrofit for a 140 MW_{th} gas turbine costs about EUR 1.7 million.

The injection of water or steam to reduce NO_X can only be carried out to a certain limit. If the steam flowrate injected in the fuel burner is too high (typically the gas turbine supplier fix a limit on steamflowrate/fuel gas flowrate = 1.2), the effects on the compressor are relevant. The amount of steam (or water) can also be responsible for trouble in the combustion chamber (burners, flow sleeves, liners, transition pieces) with particular effect on lifetime and risks of failure with damages to the downstream turbine section. In addition, the increase of water concentration in the exhaust flow from the combustion chamber to the turbine section has an impact on the integrity of blades and nozzles. In fact, the heat exchange coefficient from the exhaust flow to the surface of the nozzles or blades is proportional to the water concentration. So if the gas turbine runs with a large amount of steam or water in order to control the NO_X, mechanical damage and a efficiency reduction may occur, increasing the maintenance costs and the risk of failure.

The injection of water or steam requires a preparation of water used for the process. At sites where steam or water is not used a for other requirements, the investment and operation costs are high. In the cases where gas compressor stations-with a size capacity of between 20 and 250 MW thermal input, with changing operation conditions and with low operating hours per year-are situated at remote sites, the total costs are high. Furthermore, for existing gas turbines, the conversion of the burning system of a gas turbine to a steam or water injection system requires an amount of changes in the design and the layout of the gas turbine. This technology is not appropriate for the gas transmission system of Europe.

7.1.7.3.2 Dry low NO_X (DLN) technologies

Currently, dry low NO_X combustors are applied for large gas turbines, and seem to be becoming more widespread in small facilities (e.g. gas turbines with capacities even below 20 MW_e). DLN technology has also recently been applied to gas turbines operated offshore (see also Sections 7.1.12 and 7.5.5).

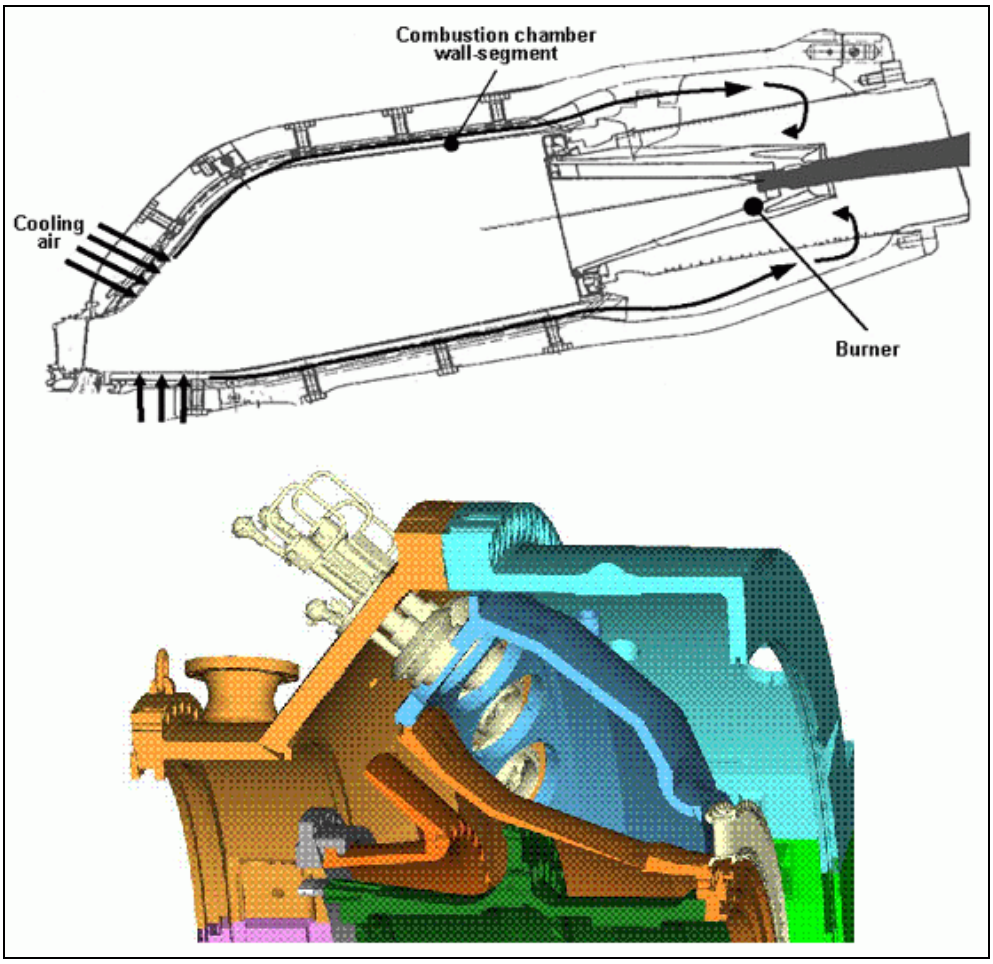


Figure 7.12: Schematic of a DLN combustion chamber

The basic characteristic of dry low NO_X combustors (e.g. Figure 7.12) is that the mixing of the air and fuel and the combustion both take place in two successive steps. By mixing combustion air and fuel before combustion, a homogeneous temperature distribution and a lower flame temperature are achieved, resulting in lower NO_X emissions. Currently, dry low NO_X combustors represent a well established technology, especially for gas turbines using natural gas. Further developments are necessary for gas turbines utilising fuel oils: as, in these turbine operations, not only does premixing of the air and fuel have to be carried out before combustion, but so does evaporation of the liquid fuel. As the particle size has an impact on the evaporation velocity, current research is focusing on developing more efficient atomiser systems. At a Swedish gas turbine power plant, hybrid burners have been operated on light fuel oil in premix mode for almost two years: a considerable NO_X reduction has been achieved, but achieved values are not as low as for the combustion of natural gas. DLN systems for dual fuel-fired (gas/gasoil) GTs are also under development. It is understood from one manufacturer that such dual fired DLN systems are now available and have been tested.

Dry low NO_X combustion systems are very effective and reliable. Today, almost all gas turbines in industrial use are equipped with dry low NO_X systems. Modern dry low NO_X burner retrofits cost approx. EUR 2 million for a 140 MW_{th} gas turbine. Due to their high efficiency, new burners are very economical to operate, especially as there are no great losses of energy from fuel losses, or in the form of hydrocarbons, etc. The investment costs are approx. 15 % higher and maintenance costs are about 40 % higher than non-DLE gas turbines. Dry low NO_X combustion is very model-specific, i.e. each manufacturer develops the technology for each model where there is enough demand to justify the research necessary to develop it. For older models or models with low demand for the technology, it may not be available. Also, earlier versions of the technology may have slightly higher NO_X levels than recently developed versions.

7.1.7.3.3 Selective catalytic reduction (SCR)

Many gas turbines currently use only primary measures to reduce NO_X emissions, but SCR systems have been installed at some gas turbines in Austria, Japan, the Netherlands and in the US (especially in California). It is estimated that approximately 300 gas turbines worldwide are equipped with SCR systems. Further applications of SCR technology at gas turbines are planned in Denmark and Italy [32, Rentz, et al., 1999]. Figure 7.13 and Figure 7.14 demonstrate how SCR catalysts are applied within the CCGT concept, first in a horizontal HRSG and secondly in an installation with a vertical flow set-up [161, Joisten, et al.,].

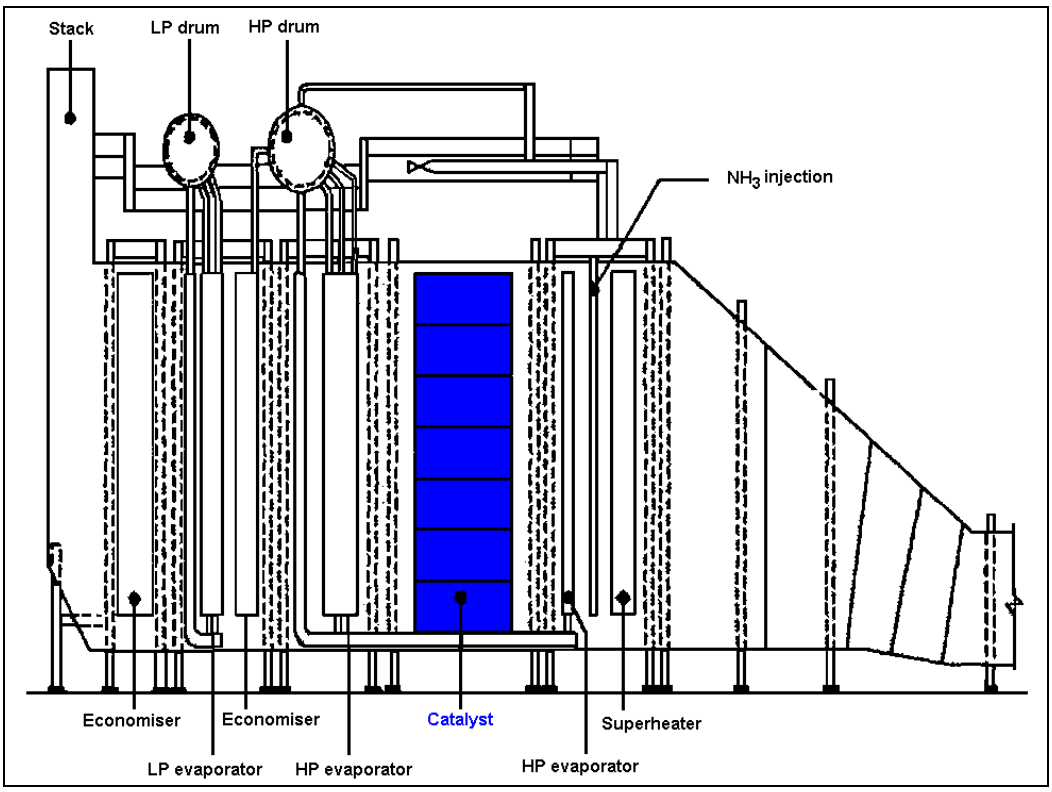


Figure 7.13: HRSG design and SCR installation
[161, Joisten, et al.,]

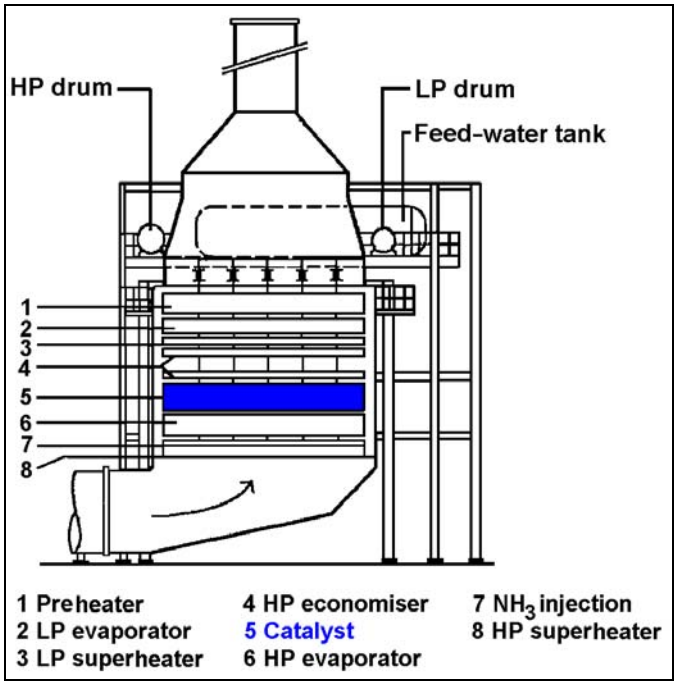


Figure 7.14: SCR installation with vertical flow
[161, Joisten, et al.,]

7.1.7.3.4 Comparison of 1993 and 1999 NO_X control costs for gas turbines

NO_X control technology	Turbine output (MW)	Emission reduction (ppm)	1993		1999	
			USD/tonne	USD cents/kWh	USD/tonne	USD cents/kWh
Water/steam injection	4-5	Uncontr. → 42	1750-2100	0.47-0.50	1500-1900	0.39-0.43
DLN	4-5	Uncontr. → 42	820-1050	0.16-0.19	n.a. [2]	n.a.
DLN	4-5	Uncontr. → 25	n.a.[2]	n.a.	270-300	0.006-0.09
Catalytic comb. [1]	4-5	Uncontr. → 3	n.a.	n.a.	1000	0.32
Low temp. SCR	4-5	42 → 9	n.a.	n.a.	5900	1.06
Conventional SCR	4-5	42 → 9	9500-10900	0.80-0.93	6300	0.47
High temp. SCR	4-5	42 → 9	9500-10900	0.80-0.93	7100	0.53
$SCONO_x$	4-5	25 → 2	n.a.	n.a.	16300	0.85
Water/steam injection	20-25	Uncontr. → 42	980-1100	0.24-0.27	980	0.24
DLN	20-25	Uncontr. → 25	530-1050	0.16-0.19	210	0.12
Catalytic comb. [1]	20-25	Uncontr. → 3	n.a.[2]	n.a.	690	0.22
Low temp. SCR	20-25	42 → 9	n.a.	n.a.	2200	0.43
Conventional SCR	20-25	42 → 9	3800-10400	0.30-0.31	3500	0.20
High temp. SCR	20-25	42 → 9	3800-10400	0.30-0.31	3800	0.22
SCONOX	20-25	25→ 2	n.a.	n.a.	11500 [3]	0.46
Water/steam injection	160	Uncontr. → 42	480	0.15	480 [4]	0.15
DLN	170	Uncontr. → 25	n.a.[2]	n.a.	124	0.05
DLN	170	Uncontr. → 9	n.a.	n.a.	120	0.055
Catalytic comb. [1]	170	Uncontr. → 3	n.a.	n.a.	371	0.15
Conventional SCR	170	42 → 9	3600	0.23	1940	0.12
High temp. SCR	170	42 → 9	3600	0.232	2400	0.13
SCONOX		25 → 2	n.a.	n.a.	6900 [2]	0.29

Notes:
(1) Costs are estimated, based on Catalytica's 'Xonon™' catalytic combustor technology which entered commercial service in 1999. Annualised cost estimates provided by the manufacturer are not based on 'demonstrated in practice' installations.
(2) 'n.a' means technology that was not available in 1993, or technology that is obsolete in 1999.
(3) The SCONOX ™ manufacturer provided a quote for a 83 MW unit. The quote has been scaled to the appropriate unit size.
(4) The one baseload gas turbine installed in 1990 is the only baseload turbine that is equipped with steam injection. All subsequent baseload machines have been equipped with DLN. For this reason, the 1993 figures are assumed to be unchanged for steam injection.

Table 7.2: Comparison of 1993 and 1999 NO_X control costs for gas turbines (retrofitting costs are not considered)
[182, OSEC, 1999]

The costs listed in Table 7.2 are strongly dependent upon the specific boundary conditions of the gas turbine and a transfer to other plants may not be possible. The cost data are not applicable for offshore installations.

7.1.8 Control of NO_X emissions from spark-ignited (SG) and dual fuel (gas mode)

The most important parameter governing the rate of NO_X formation in internal combustion engines is the combustion temperature; the higher the temperature the higher the NO_X content of the exhaust gases. One method to reduce the combustion temperature is to lower the fuel/air ratio, the same specific heat quantity released by the combustion of the fuel is then used to heat up a larger mass of exhaust gases, resulting in a lower maximum combustion temperature. This primary measure called the lean-burn approach in reciprocating engines is analogous to dry low-NO_X combustors in gas turbines. Gas engine (SG and DF) installations have low NO_X levels due to the lean-burn approach. In some special applications (e.g. larger plants in non-attainment areas in the US), gas turbines are equipped with SCR for additional NO_X reduction.

Spark-ignited lean-burn (SG) and dual fuel (DF) engines in gas mode are often equipped with an oxidation catalyst mainly for CO removal. The NMVOC emission from spark-ignited lean-burn gas (SG) engines and dual fuel (DF) engines in gas mode depend on the natural gas composition. Depending on the legislation in force and the composition of the natural gas, NMVOC secondary emission reduction techniques might, in some cases, be needed and oxidation catalysts for simultaneous CO and NMVOC reduction are applied.

In the case of SCR, a urea solution is generally the reduction agent of choice for SCR systems applied to engines. For applications with varying loads, the engine emissions are measured at different load levels during commissioning. The measured emissions values are then entered into the system controls, which ensures that the reduction agent is injected into the exhaust gas stream in the correct quantities for varying NO_X levels. The catalyst type and the SCR reactor size are tailored to the pressure drop constraints of each particular application so that the engine performance is not affected by any changes [167, Rigby, et al., 2001].

7.1.9 Control of NO_X emissions from gas-fired boilers

The boilers and firing systems are in general designed for low NO_X firing. Basically there are three different ways to reduce NOx emissions:

- application of low NO_X burners. The conditions for low NO_X emissions is a low temperature in the primary combustion zone and a sufficient long retention time of the flue-gases in the furnace for a complete burnout. This will reduce the flame temperature
- Flue-gas recirculation is a method that can be effective if a large percentage of the emission is thermal NO_X. It reduces both the flame temperature and the concentration of oxygen as well
- two stage combustion reduces the reaction between oxygen and nitrogen in the air during the combustion process. Substantially low NO_X emissions can be achieved by supply of the air at three stages around the individual burner and supplementing air above the individual burners and a precise dosing of these air streams.

The NO_X emissions, which are standard for gas-fired boilers, are lower than 100 mg/Nm^3.

7.1.10 Water and waste water treatment

For the gas turbine and the HRSG, demineralised water is required for the following purposes:

- to compensate for the blowdown water from the drums for the HRSG. If steam or water injection is applied, the water loss also has to be compensated for by make-up water. The quality has to meet the requirements of the manufacturers and water treatment is, therefore, required. Demineralisation is usually sufficient to meet these requirements
- demineralised water is usually used for washing the gas turbine compressor. Condensate from the water/steam cycle is sometimes used for online washing, but usually demineralised water is supplied to a separate water wash unit. For offline washing, a detergent is added to the demineralised water to improve the washing effect.

Waste water from a gas turbine and an HRSG (if applied) includes:

- blowdown water from the boiler circulation system to maintain the quality of the boiler water. To protect the boiler from corrosion, the boiler water usually contains additives such as ammonia, sodium hydroxide and/or phosphates. In practice, this blowdown water is quenched and discharged to sewerage systems or to a water treatment plant if the water does not meet permit requirements
- waste water from the gas turbine water washing process can be discharged or may have to be considered as a chemical waste, depending on the detergents used for washing and the compressor materials to be disposed of
- water, which is contaminated with oil or with fluids containing oil, is usually collected into a collecting system and discharged separately to a treatment plant
- remaining waste water from the plant, such as scrubbing water, is normally discharged to the domestic sewerage system.

Further treatment of waste water from the gas turbine (and/or HRSG if applied) is necessary to meet the permit requirements for the discharging the waste water.

7.1.11 Control of noise emissions

The large equipment used in gas-fired power plants can give rise to emissions of noise, and/or noises due to vibrating machinery. In these cases, the noise emissions may be abated in the following way:

- by locating gas turbines, steam turbines and generators in enclosures
- by ventilating enclosures with low noise fans
- by adding cladding to the steam turbine support structure
- by fitting high level stack silencers
- by locating boiler feed pumps in enclosures
- by building a pump house around the pumps for circulating the cooling water
- by operating moderate noise fans in the cooling towers (it should be noted that the noise emissions from once-through cooling water systems are less than from cooling towers).

7.1.12 Offshore combustion installations

Oil and gas production facilities in the UK and Norwegian offshore sector, based on a steel or concrete support structure and topside modules containing oil and gas processing equipment, typically use gas turbines for power generation and possibly large pump and compressor drives, with reciprocating internal combustion engines ('diesels') for emergency generation and possibly for fire pump duty. Such combustion installations operated on offshore platforms in the North Sea, as covered by the IPPC Directive, i.e. of a rated thermal input exceeding 50 MW, namely gas turbines, operate a total number of about 270 turbines. These are turbines that are mostly fuelled by natural gas produced from the field under operation. Part of it is not suitable for further purposes and, therefore, has had to be flared or vented to theair. Therefore, it is not, or cannot be, fully processed and varies both in composition and calorific value, from field to field and, over time, even within a field [124, OGP, 2000].

Figure 7.15: North Sea oil platform
[150, Marathon OIL, 2000]

For technical reasons and for safety, 44 % of the turbines operated offshore are of the 'dual fuel' type and can be fuelled either by natural gas from the producing field or by diesel fuel. Dual fuel turbines are usually employed to generate the electrical power required for the activities performed onboard a platform. They are operated on diesel fuel under non-routine or emergency conditions, e.g. where the gas production has been shut down. Diesel is also used for start-up operations when only a limited amount of natural gas is available. The remaining 56 % of turbines operated offshore are of the single gaseous type and are primarily used for mechanical drives, such as gas compression [124, OGP, 2000]. There are two basic types of industrial gas turbines used on offshore applications, aeroderived gas turbines and the heavy-duty gas turbines. The dual fuel (DF) reciprocating engine is a new prime mover type used in the off shore market (see Section 7.1.3.2) for more information about this type of engine.

The aeroderivative type of gas turbine is more adaptable to variable loads than the heavy-duty unit and is, therefore, widely used for gas and oil pumping, as well as for electrical power generation. The turbine may contain more than one concentric shaft to obtain optimum performance from different stages of gas expansion and air compression.

The heavy duty gas turbines are used mainly for electrical generation. They are often built as a single shaft machine where the compressor, turbine and power turbine are all on a single shaft. On start-up, the complete rotor has to be accelerated to a self-sustaining speed, usually by a diesel engine or electric motor. When used for power generation, they can maintain good speed control, even in the event of a loss of electrical load [123, DTI, 2001].

The offshore oil and gas facility, although using some combustion equipment common to onshore applications, is a more complex and potentially hazardous environment than, say, an onshore power station, which results in higher cost due to the following resons:

- logistics related to bringing people and equipment to the installation
- limited cabin capacity for additional crew during modification work, which either may mean a prolonged installation period or the need for renting a flotel (floating hotel)
- higher man-hour rates
- hot work in congested process areas is a safety hazard; thus more of the work will have to be carried out in habitats (which add to the cost) or during complete shutdown (loss of production)
- the more extensive and sophisticated fire protection systems often have to be modified too in addition to the equipment modifications
- if modifications require additional space, expensive structural work has to be added, if at all possible
- the value of lost or deferred production is often more significant than for a landbased facility.

In addition, space and weight are at a premium, leading to a much higher equipment density than is common in onshore applications. In addition, any undue complexity is generally avoided offshore, because of the weight, space, and operability factors, including safety factors [123, DTI, 2001]. Therefore, more complex systems, such as combined cycle plants, are applied only in a very few cases, as are systems which require significant chemical usage or supporting equipment offshore, e.g. flue-gas cleaning devices.

7.1.12.1 Control of emissions to air from offshore gas turbines

Consideration of the mechanisms of nitric oxide formation (see also Section 1.3.2.2) shows that the design of combustion equipment to reduce its formation by the thermal route involve limiting the overall temperature and residence time and minimising the formation of hot spots by optimising air and fuel mixing.

Improving the thermal efficiency by operating at higher temperatures, however, tends to increase nitric oxide concentrations, although mass releases may be reduced because of increased energy efficiency, but this phenomenum is, however, very machine specific. In addition, NO_X emissions may increase at part load conditions, and this should be considered when design proposals are reviewed.

Water and steam injections are available for a range of gas turbines. This requires modifying the fuel jets or installing a separate water injection manifold. Water is injected at a pre-set ratio with the fuel. For example, a 50 MW_{th} input installation would require about three tonnes/hr of water to achieve a 65 % reduction in nitrogen oxides. There is a modest increase in power output but a slight decrease in the turbine efficiency. However, water must be of at least ‘high pressure boiler feed-water’ quality, and such quality and quantities are not usually readily available on an offshore facility.

Steam injection into the combustion chamber of a gas turbine has the same effect as water injection in cooling the combustor and reducing the thermal oxides of nitrogen. For a 50 MW_{th} input installation about four tonnes/hr of steam would be required to achieve a 65 % reduction in nitrogen oxides. The Cheng steam injection cycle for simultaneously reducing NO_X and increasing efficiency which can be applied to all gaseous fuel turbines with conventional combustion (diffusion flame technology) can be applied to offshore turbines as well. Conventional steam injection in gas fired turbines is described in Section 7.1.7.3.1 in this BREF, where 40 to 60 % NO_X emission reduction can be achieved with no significant increase in CO emission. However, the Cheng steam injection cycle provides solutions which makes this NO_X control technique more qualified than conventional steam injection. The Cheng system provides unique mixing of gaseous fuel and steam so that NO_X can be reduced by up to 95 %. Again, the high quality water required to produce steam is not usually readily available in an offshore facility [123, DTI, 2001].

Some turbine manufacturers are developing dry low NO_X emission (DLE) technology, using gas analyser equipment and software integrated in the fuel and engine management system, for new turbines and for retrofitting equipment. Because of the special constraints on offshore platforms (i.e. space, complexity and weight) that makes water and steam injection not a very practical solution, dry low NO_X technology is currently applied to a few gas turbines on Norwegian platforms. As reported by [122, Carstensen and Skorping, 2000], DLE turbines are installed more frequently on mechanical drive applications. This is because many turbines used in power generation have a dual fuel system. Turbines that combine lean premix features as well as liquid fuel capabilities do not yet have sufficient field experience and are, therefore, not applied to such turbines.

The NOxRED-GT can be applied to new and existing gas turbines, but the main market is on SAC turbines offshore. Since ammonia is injected in small amounts after the combustion chamber, the NOxRED-GT will not affect the burning condition and the turbine efficiency. The technique can be used on both dual fuel and single fuel turbines and is independent of the fuel quality.

Post-combustion techniques such as SCR, have been applied to gas turbines in several European countries and in parts of Japan and California, in order to meet low emission standards for nitrogen oxides. SCR is a chemical reduction of nitrogen oxides by a reducing agent, usually ammonia gas. According to the space and weight of such a system and particularly the health and safety problems encountered by the storage and handling of ammonia, this technique has not been applied and is not considered particularly viable for offshore combustion installations at the present time.

The Parametric Emission Monitoring System called PEMS can be seen as an alternative to continious monitoring CEMS offshore. PEMS is widely used in the US as NO_X monitoring techniques. In the US, the operator of an installation can apply for using PEMS instead of CEMS if the installation can document that the new PEMS has ‘the same or better precision, reliability, accessibility and timeliness as that provided by the continious emission monitoring systems’.

7.1.12.2 Efficiency of offshore gas turbines

Open or simple cycle configurations are mostly used for offshore facilities, because of space, weight, and operability reasons. Thermal efficiencies of up to about 40 % can be expected from the latest new large gas turbines. However, for existing gas turbines under operating conditions more typical numbers are 30-35 % of thermal efficiency. Higher thermal efficiencies can lead to high combustion temperatures, which may increase NO_X production, thus requiring sophisticated combustion chamber designs to achieve both high thermal efficiencies, and low emissions [123, DTI, 2001].

The efficiency of the turbines themselves is only one of the factors of the total energy efficiency of the offshore installation. To obtain a more efficient energy production on the platforms, many factors need to be taken into account and some of them are listed below:

- optimisation of the process in order to minimise the energy consumption and the mechanical requirements
- using variable speed drives for large rotating equipment if loads are variable
- optimising line sizes to reduce pressure drops, using expanders and hydraulic pumps to utilise pressure drops instead of throttling
- optimise equipment sizing to avoid recycling amd part-load operation
- optimise and maintain inlet and exhaust systems in a way that keep the pressure losses as low as practically possible
- utilisation of gas turbine exhaust heat for platform heating purposes.

7.2 Examples of applied processes and techniques

This part of Chapter 7 provides a number of examples of techniques and processes currently applied in different gas combustion installations. The aim of the examples is to demonstrate how specific techniques have been applied to new or retrofitted plants in order to ensure a high level of protection for the environment as a whole, taking into account, in each case, the particular site-specific conditions and environmental requirements. However, from the information collected, it is not always clear, if or how each technique described in the examples has been assessed against the definition of BAT given in article 2 (11) of the Directive, as well as against the list of 'considerations to be taken into account generally or in specific cases when determining the best available techniques bearing in mind the likely costs and benefits of a measure and the principles of precaution and prevention' and, consequently, how the technique has been selected and applied. Furthermore, it cannot be assured that the environmental performance presented is constant and continual under all operational conditions, over which time period, whether any problems have been encountered, and what the cross-media effects are. Also, it is not always clear what the driving force is for applying the technique and how the costs and environmental benefits are related in each case. Therefore, the information provided in the following examples is meant only to provide general indications of reported current practice and cannot be considered as appropriate reference points. The techniques that are given as examples arise from information provided and assessed by members of the Technical Working Group as part of the information exchange of LCPs.

7.2.1 Individual techniques to reduce emissions from gas-fired large combustion plants

EXAMPLE 7.2.1.1 WATER INJECTION AS A PRIMARY MEASURE TO REDUCE EMISSIONS OF NO_X FROM GAS TURBINES

Description: In the example plant, water injection was applied in a 25 MW_e gas turbine, but it can also be applied to much larger turbines. Water injection can generally be performed either by the injection of a mixture of fuel and water or by injecting water through nozzles directly into the combustion chamber.

Achieved environmental benefits: Reduced emissions of NO_X as shown in Table 7.3. With the injection of water, NO_X emissions were reduced from 400 mg/Nm^3 to about 60 mg/Nm^3.

	Measured emission values
CO (mg/Nm^3)	5-7
NO_X (mg/Nm^3)	48-57

Table 7.3: NO_X and CO emission by applying water injection to a gas turbine [44, Austrian Ministry of Environment, 2000]

Applicability: Water injection can be applied to new and existing gas turbines.

Cross-media effects: As water injection can increase the amount of CO in the turbine off-gas, a CO catalyst was installed to oxidise the CO to CO_2. Steam or water injected into gas turbines needs to be of very high purity, and therefore application of this technique requires the use of a high quality water treatment plant, which in turn may create a liquid effluent requiring disposal.

Operational data: The efficiency of the gas turbine is 36 %. The injection of water or steam to reduce NO_X can only be carried out to a certain limit. If the steam flowrate injected in the fuel burner is too high (typically the gas turbine supplier fixes a limit on steam flowrate/fuel gas flowrate = 1.2), the effects on the compressor are relevant.

Economics:

Driving force for implementation: Low NO_X emissions

Reference literature: [44, Austrian Ministry of Environment, 2000], [32, Rentz, et al., 1999], [182, OSEC, 1999].

EXAMPLE 7.2.1.2 GAS TURBINE EQUIPPED WITH A DRY LOW NO_X COMBUSTION CHAMBER

Description: The gas turbine is operated as part of a district heating plant in Austria. The gas turbine has a capacity of 40 MW_e and is equipped with a dry low NO_X combustion chamber to reduce the generation of NO_X. The basic characteristic of dry low NO_X combustors is that the air and fuel mixing and combustion both take place in two successive steps. By mixing combustion air and fuel before combustion, a homogeneous temperature distribution and a lower flame temperature can be achieved, this results in lower NO_X emissions.

Achieved environmental benefits: Low emission levels of NO_X and CO.

Applicability: Dry low NO_X technology is available for new gas turbines and can also be retrofitted to a large number of existing gas turbine types.

Cross-media effects: None.

Operational data: NO_X and CO are measured continuously. The measured data are transferred online to the competent authority.

	Measured emission as half hourly average, at 15 % O_2 (mg/Nm^3)	Remarks
NO_X	33	Dry low NO_X burner, continuous measurement
CO	35	Continuous measurement
Dust	<1	Determined by calculation
NH_3	<2	Discontinuous measurement

Table 7.4: Measured emission concentrations of a gas turbine with dry low NO_X combustion chamber

Economics: The cost of DLN combustors to be retrofitted can vary dramatically for the same size turbine offered by different manufacturers. As an example, the incremental cost of a DLN combustor for a new gas turbine from manufacturer A (5.2 MW) was approximately EUR 180000, whereas the incremental cost for a similar DLN combustor from manufacturer B (5.1 MW) was EUR 20000. The cost discrepancy is related to performance capabilities, design complexity and reliability/maintenance factors. Investment costs for retrofitting can be estimated as EUR 20-40/kW_e.

For new build plants, it can be assumed that dry low NO_X combustors are nowadays no more expensive than the former conventional combustors. Therefore, for new installations, the additional costs for using dry low NO_X combustors can be considered as negligible.

Driving force for implementation: Low emission levels of NO_X and CO.

Reference literature: [32, Rentz, et al., 1999], [44, Austrian Ministry of Environment, 2000], [182, OSEC, 1999].

EXAMPLE 7.2.1.3 SCR SYSTEMS APPLIED TO GAS TURBINES COMBINED WITH HEAT RECOVERY BOILERS

Description: The SCR process is a widely applied process for the reduction of nitrogen oxides in exhaust gases from large combustion installations (see Chapter 3 for detailed information). It is applied in a number of countries, such as the US and Japan and widely in Europe, particularly in Austria, France, Germany, and the Netherlands. In Italy, SCR has also been applied but only to one gas turbine not using a commercial fuel. Further applications are planned in Denmark. In the US (especially in California as described below), the use of SCR gas turbines is mostly in co-generation applications. Approximately 85 % of the estimated 300 equipped units have a capacity between 20 and 80 MW_{th}. Some units are in the 3-10 MW_{th} capacity range [32, Rentz, et al., 1999].

As examples:

- in case A, a simple cycle gas turbine was specified in a permit issued in California, US, with a limit of 5 ppmvd NO_X (approx. 10 mg/Nm^3) at 15 % O_2 averaged over three hours with an ammonia slip limited to 20 ppmvd at 15 % O_2. The determination was made for a 42 MW gas turbine with water injection and SCR. This turbine has been in operation since 1995 [183, Calepa, 1999].

- in another case (case B), a combined cycle gas turbine (CCGT) permit was issued in California US with a limit of 2.5 ppmvd NO_X (approx. 5 mg/Nm^3) at 15 % O_2 averaged over one hour with ammonia slip limited to 10 ppmvd at 15 % O_2. This determination was for a gas turbine nominally rated at 170 MW with dry low NO_X combustors and SCR [183, Calepa, 1999].

- in the third case (case C), a combined cycle gas turbine was operating under the limit of 3 ppmvd NO_X (approx. 6 mg/Nm^3) at 15 % O_2 averaged over three hours with the ammonia slip limited to 10 ppmvd at 15 % O_2. This emission level was achieved on a 102 MW combined cycle gas turbine also in California US. The gas turbine is equipped with dry low NO_X combustors and an SCR. This unit has been operating since October 1997 [183, Calepa, 1999].

There are other major combined cycle and co-generation power plant projects currently going through the California Energy Commission's (CEC) siting process with a limit of 2.5 ppmvd NO_X (approx. 5 mg/Nm^3) at 15 % O_2 averaged over one hour.

Achieved environmental benefits:

Parameters	Value	Comments
NO_X concentration in clean flue-gas	5-42 mg/Nm^3	Reference O_2 content 15 %
NO_X reduction	60-85 (95) %	
NH_3/NO_X molar ratio	0.9 - 1.6	

Table 7.5: NO_X emissions measured by using an SCR system at a gas turbine

Applicability: SCR systems can be applied to new plants but it can also be retrofitted to existing ones if it has already been taken into account at the design stage. The lifetime of an SCR system typically exceeds 5-8 years without any regeneration or replacement.

Cross-media effects: Ammonia is used as an additive. It use may result in a certain amount of ammonia emitted to the air.

Operational data:

Parameters	Value	Comments
Operating temperature (°C)	170-510	Catalyst based on metal oxides (V, Ti), on Ti, silica or W
	315-510	Zeolites catalyst (based on precious metal bases)
Pressure drop across the catalyst (10^5 Pa)	0.0047-0.015	

Table 7.6: Operational data using an SCR system at a gas turbine

Economics:

Cost	Percentage share of total investments
Installation: • reactor housing • ammonia supply (storage, vaporisation and injection systems • flue-gas ducting • monitoring and control equipment • electro technical installations • insulation. painting, etc.	30 %
Construction and start-up	30 %
Planning, licensing, unforeseen	10 %
First catalyst filling	30 %
Total investment for the SCR unit	100 %

Table 7.7: Cost components for SCR at gas turbines

Type of catalyst	SCR		SCR after DLN retrofit
	New	Retrofit	
Catalyst volume requirements (m^3/MW$_e$)			
High temperature	3-4	4-5	3
Low temperature	1.5-2	2-2.5	1.5
Catalyst price (EUR/m^3)			
High temperature	12000	12000	12000
Low temperature	24000	24000	24000

Table 7.8: Cost figures for SCR at gas turbines

Related operating costs include the costs incurred by ammonia consumption, steam consumption, electricity consumption, catalyst replacement, maintenance and repair, insurance and taxes, and possibly personnel, administration and catalyst disposal costs.

Advances in SCR technology in the past few years have resulted in a 20 per cent reduction in the amount of catalyst required to achieve a given NO_X target level. In addition, increasing experience gained in the design and installation of SCR units has lowered engineering costs. These two factors have substantially reduced the cost of SCR. Operating costs have also been reduced through innovations, such as using hot flue-gas to preheat ammonia injection air which lowers the power requirements of the ammonia injection system [183, Calepa, 1999], [182, OSEC, 1999].

Driving force for implementation: Reduction of NO_X emissions.

Reference literature: [32, Rentz, et al., 1999], [57, Austrian Ministry of Environment, 2000], [183, Calepa, 1999].

EXAMPLE 7.2.1.4 SCR SYSTEMS APPLIED TO GAS-FIRED ENGINE PLANTS

Description: The SCR process is a widely applied process for the reduction of nitrogen oxides in exhaust gases from large combustion installations. SCR has also been applied to gas fired engine plants mainly in the US.

Achieved environmental benefits: Low NO_X emissions.

Operational data: Table 7.9 below lists the main performance parameters of the gas fired engine plants:

	Plant A	**Plant B**
Location	US	US
Commissioning year	2002	2001
Plant type	Power generation	Power generation
Fuels	Natural gas	Natural gas
Combustion technique	20 gas engines	5 gas engines
Capacity	111 MW	14 MW
Secondary measure	SCR (Reagent: aqueous urea)	SCR (Reagent: aqueous urea)
NO_X without SCR (mg/Nm^3)	159	187
NO_X with SCR fresh catalyst (mg/Nm^3) at 15 vol-% O_2	5-19	13
NO_X reduction rate over SCR	88-97 %	93 %
Ammonia slip (NH_3) (mg/Nm^3) at 15 vol-% O_2	2-6	<2

Table 7.9: Emission levels of two gas-fired engine power plants equipped with SCR

Applicability: SCR systems can be applied to new plants but it can also be retrofitted to existing ones.

Cross-media effects: Urea is used as an additive, but it may result in a certain amount of ammonia emitted to the air. The catalyst needs to be regenerated.

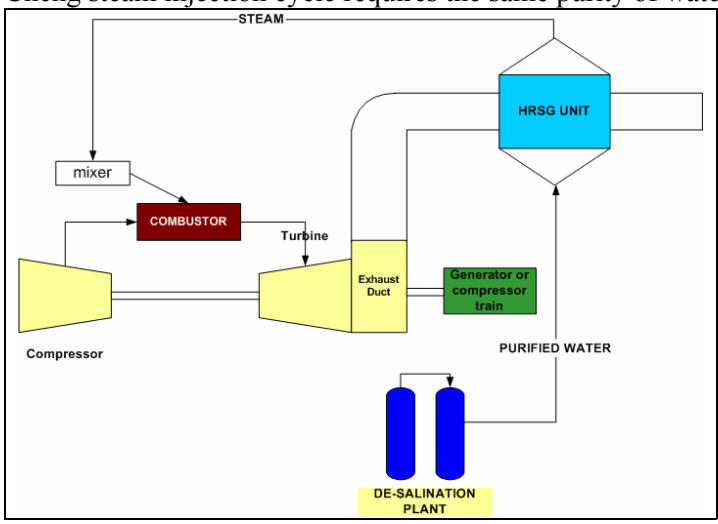
Driving force for implementation: Reduction of NO_X emissions. However, SCR has been considered mainly where local air quality sandards requested a high reduction of NO_X or ozone emissions, as a result of operation in highly populated areas or the contribution of several industries or mobile sources.

Reference literature: [78, Finkeldei, 2000], [184, Krishnan, 2002].

EXAMPLE 7.2.1.5 THE CHENG INJECTION CYCLE FOR SIMULTANEOUS NO_X REDUCTION AND EFFICIENCY INCREASE

Description: The Cheng steam injection cycle provides solutions which make this NO_X control technique more suitable than a conventional steam injection. The Cheng steam injection cycle technique provides unique mixing of gaseous fuel and steam so that NO_X can be reduced by up to 95 % with no significant increase in CO emission.

The thermal efficiency of the process is reduced if the steam is produced in a separate boiler. However, the power output from the turbine increases up to 60 %, with 50 % being the average. When using a heat recovery steam generator (HRSG) for steam production, the thermal efficiency increases. Steam for three turbines is produced by one HRSG installed on the exhaust duct from one gas turbine. This makes installation less expensive and time consuming. The Cheng steam injection cycle requires the same purity of water as a conventional steam injection.



Equipment/modifications required:

- water production plant
- HRSG
- steam piping
- gas turbine Modifications
- modifications to the turbine logical control system.

Figure 7.16: Principle sketch of Cheng Steam Injection Cycle

Since the steam will achieve the same pressure and temperature as the flue-gas in the combustion chamber, the increase in power output with will be greater than with a combined cycle.

Achieved Environmental Benefits:

- NO_X reduction (up to 95 %)
- no penalty in terms of increased CO associated with steam injection
- higher steam/fuel ratio possible than other steam injection technologies
- increase in thermal efficiency, up to 45 %, which reduces CO_2 emissions per kWh produced.

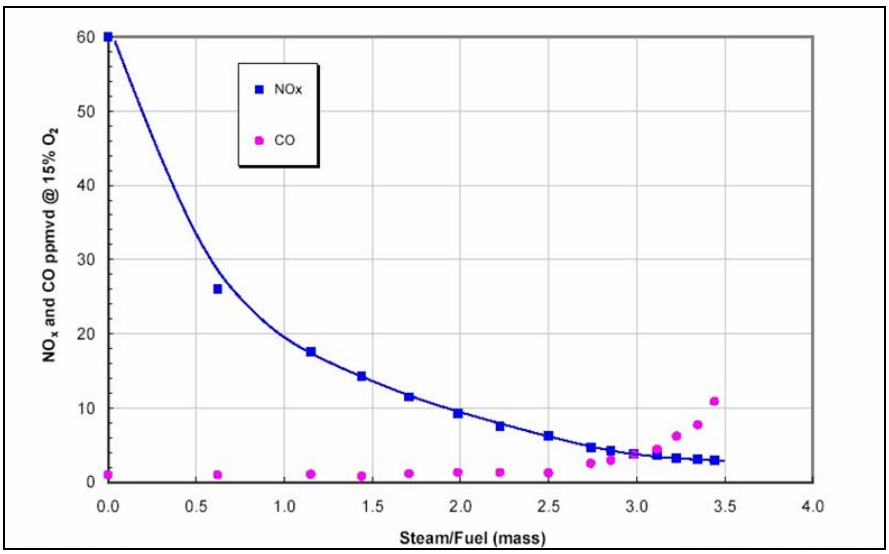


Figure 7.17: NO_X and CO emission as a function of steam ratio

Steam/fuel ratio	Achieved NO_X level (ppm)	Thermal efficiency
0	Standard configuration	34.5
1.5	25	39
3	7	44

Table 7.10: Achieved NO_X emission and thermal efficiency for conventional combustor turbines with modified fuel nozzle

Applicability: The Cheng Steam Injection Cycle is utilised at about a hundred installations in Japan, the US and Europe. The technology can, in general, be applied on all gaseous fuel fired turbines with conventional combustion (diffusion flame technology).

Necessary modifications and installations are listed below:

- replace fuel injection nozzles
- modification of GT control system
- reducing one exhaust channel and installation of boiler (HRSG)
- piping for steam from HRSG to GT generator/compressor sets
- water to be produced by either reverse osmosis or acuum distillation.

Cross-media effects: Contrary to other steam injection concepts, the Cheng Cycle also features a unique control system that allows the power plant peak (maximum) thermal efficiency to follow load changes. This should be very applicable to offshore installations where the turbine load is not constant.

Operational data: The Cheng Steam Injection Cycle can be used at all operational loads. When needed, the steam injection can simply be turned off during operation. Only higher NO_X emission rates and larger fuel consumption in order to maintain delivered power will be the effect of the turn-off action.

Economics: Calculation example:

- installed Power: 3x 22 MW each, 66 MW total.
- one HRSG installed in the exhaust duct of one gas turbine, produces steam for three turbines
- steam/Fuel ratio of 2.5
- reduction of NO_X to <10 ppm
- additional costs for support structure for the installation on an offshore platform needs to be taken into account.

	Cost (NOK million)	Weight (t)
Gas turbine rebuild	30	~1
HRSG	10	30
De-salination plant for water production	6	16

Table 7.11: Costs and weight for a Cheng steam injection cycle on a GE LM 2500 package

Driving force for implementation:

- retrofit to Cheng cycle possible for all gas turbines with conventional combustion technology (diffusion flame combustor)
- little space required on gas turbine package for modification. Therefore, emission levels lower than DLE/DLN can be achieved in offshore installations that are not prepared for DLE/DLN turbines
- retrofit and maintenance cost lower than DLE/DLN systems available
- a conventional combustion system with Cheng steam injection has a higher availability then DLE/DLN systems. Hence more applicable on gas compression trains
- emissions lower than DLE/DLN systems without CO/UHC trade-off
- many offshore installations already have a HRSG onboard, which makes the requirement for modifications, investments and installation costs lower
- increased power output or reduced fuel consumption

Reference Literature: [196, ASME,], [197, ASME,], [198, ASME,], [199, Cheng, 1997]

EXAMPLE 7.2.1.6 CATALYST POLLUTION CONTROL TECHNOLOGY FOR THE REDUCTION OF CO AND NO_X FROM COMBINED CYCLE GAS TURBINES

Description: The example technology uses a single catalyst that operates in two cycles: oxidation/absorption and regeneration. The catalyst works by simultaneously oxidising CO to CO_2, NO to NO_2, and then absorbing NO_2 onto its surface through the use of a potassium carbonate absorber coating. The regeneration of the catalyst is accomplished by passing a controlled mixture of regeneration gases across the surface of the catalyst in the absence of oxygen. The regeneration gases are steam, hydrogen and carbon dioxide. It uses no ammonia, and can operate effectively at temperatures ranging from 150 to 370 °C.

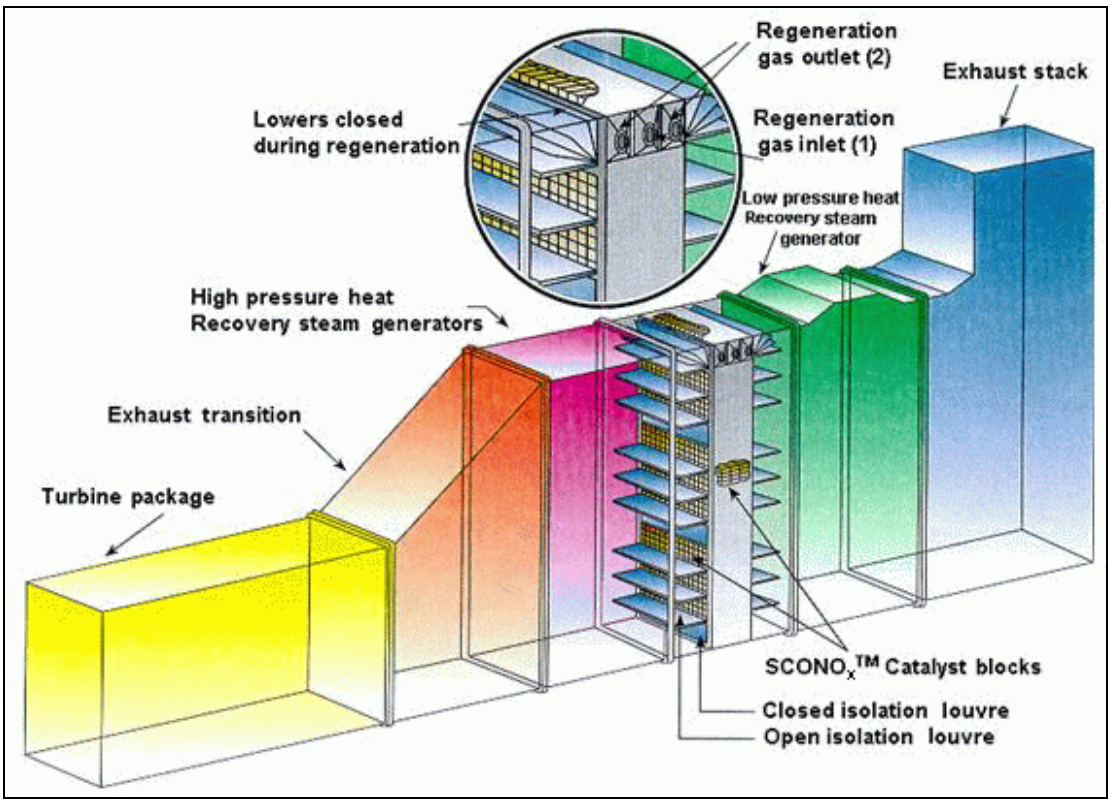


Figure 7.18: Schematic representation of the catalyst system
[26, ABB, 2000]

Achieved environmental benefits: By using this technology, combined cycle gas turbines can be operated with very low NO_X emissions levels. At the same time, the system reduces emissions of CO and non-methane volatile organic compounds. In conjunction with a sulphur removal catalyst, this system can also be used for reducing sulphur compounds from the exhaust gas.

Applicability: Applicable to both new and retrofit applications. Such a unit can be installed at the back-end of the boiler or in the 'heat recovery steam generator' within the envelope reserved for an SCR system.

Cross-media effects: The system emits CO_2, H_2O, N_2 and trace levels of SO_2 to the stack. Due to masking and poisoning of the catalyst, it requires annual catalyst cleaning with deionised water and a potassium carbonate solution (K_2CO_3). The spent cleaning fluids can be neutralised and disposed of through the sewerage system and are harmless to the water and soil.

Operational data:

- NO_X emissions below 2 ppm (4 mg/Nm^3 as NO_2 at standard conditions: 0 ºC, 1013 mbar)
- conversion rate of CO into CO_2 is 90 %
- the destruction of non-methane volatile organic compounds (NMVOC) is greater than 90 % at 315 °C
- the destruction of formaldehyde and acetaldehyde have been measured at 97 % and 94 % respectively at 150 °C.

Economics: The estimated cost numbers presented refer to a typical 400 MW size gas-fired power plant. The cost estimate numbers below are based on 8000 hours of operation per year and a NO_X reduction from 25 to 5 ppm (50 to 10 mg/Nm^3 as NO_2 at standard conditions 0 ºC; 1013 mbar), which equals approx. 666 tonnes (metric) annually of NO_X removed. Included in the costings are investment cost, operating and maintenance costs and indirect annual costs.

Investment costs:	EUR 19.2 million.
This includes:	- plant equipment - delivery - fitting - commissioning/start up.

This is the total cost from the supplier.

Operating and Maintenance costs:	EUR 1.6million.
This includes:	- general maintenance - steam and natural gas consumption in the regeneration cycle - pressure drop across the unit (converted to power consumption) - average cost/year for catalyst replacement (lifetime of the catalyst is seven years) - catalyst disposal/refund.

Additional indirect annual costs to the contractor are not included.

A reduction of NO_X from 25 to 2 ppm (50 to 4 mg/Nm^3 as NO_2 at standard conditions 0 ºC; 1013 mbar) will contribute to an increase in the investment costs due to the need for an additional catalyst. It will also somewhat increase the operating and maintenance cost due to the increased consumption of natural gas and steam, and due to the increased pressure drop.

Driving force for implementation: Requirements to meet very low NO_X emissions and limitations set on using air pollution control equipment utilising ammonia, especially for plants situated in densely populated areas.

Reference literature: [26, ABB, 2000].

7.2.2 Improving the environmental performance of existing gas-fired large combustion plants

EXAMPLE 7.2.2.1 COMBINED CYCLE HEAT AND POWER PLANT WITH RETROFITTED COMBUSTION CHAMBERS

Description: The example plant was commissioned in 1994 and consists of two gas turbines (2 x 67.8 MW_e) with two dedicated waste-heat boilers (2 x 26.5 MW_{th}), including auxiliary firing and one steam turbine (48.8 MW_e). The standard fuel is natural gas. Light fuel oil is used as backup fuel. The combustion chambers of the gas turbines were retrofitted in 1997 in order to reduce the emission of NO_X. NO_X reduction at the fuel oil operation is realised by the injection of demineralised water.

Achieved environmental benefits: Comparatively low emission levels are achieved due to the low NO_X technique, taking into account the size of the plant. The measures to use waste heat lead to a high overall energy efficiency and thus minimise the consumption of resources and the subsequent emission of CO_2.

Applicability: Existing boilers in an old plant might be transformed into a waste-heat boiler. In general, retrofitting measures of this kind can be applied to existing plants.

Cross-media effects: The primary measures to reduce emissions do not produce any residues. The treatment of input water produces sludge.

Operational data: In 1999, a total of 530 GWh_e of electricity and 585 GWh of district heat were produced. The plant was in operation for 4456 hours. The annual mean value for the electrical net efficiency amounted to 39.5 % and 83.1 % for the overall energy efficiency (net). The volume flowrate of the exhaust gas added up to 2 x 526000 m^3/h at an O_2 content of 14.5 %. Table 7.12 shows the atmospheric emissions in 1999.

	Monitoring	Monthly mean value[1)] (at 15 % O_2)	Specific emissions (kg/TJ fuel)
NO_X (mg/Nm^3)	Continuous	60	46.7
CO (mg/Nm^3)	Continuous	6	3.6
[1)] Equivalent to annual mean value for rated load.			

Table 7.12: Emissions to air measured in 1999

In 1999, 132 million Nm^3 of natural gas (equivalent to 43.9 MJ/kWh_e) and 181 m^3 of light fuel oil were fired.

The waste water flow of the plant originates from the treatment of the feed-water and the condensate and from the treatment of the water for the district heating circuit. (8575 m^3/yr). The main source is the regeneration of the ion exchangers. Waste water from this process is discharged after neutralisation. AOX is the only substance which is monitored regularly. The mean concentration is 0.097 mg/l. Some 2.9 tonnes of oil and oil contaminated materials were recycled and 1.6 tonnes of filter material were disposed of.

As the adjacent residential site is only 110 to 300 metres away from the single components of the plant, extensive sound reduction measures had to be realised. These comprise acoustic insulations of the boilers and the ducts, sound absorbers and the encapsulation of noisy components.

Driving force for implementation: The heat and power station is part of a municipal energy concept which aims to provide economically priced district heat in the long run. Therefore, the production of heat should be coupled to the production of electricity as far as possible. The upper power limit for the plant is determined by the heat demand and the possibilities to market the electricity.

Reference literature: [98, DFIU, 2001].

7.2.3 Environmental performance of new gas-fired combustion plants

EXAMPLE 7.2.3.1 COMBINED CYCLE HEAT AND POWER PLANT WITH AUXILIARY BURNERS AND GAS AND FUEL OIL FIRING

Description: A combined cycle heat and power station commissioned in 1995 in Germany has a total rated thermal input of 640 MW_{th}. It consists of three gas turbines with three assigned waste-heat boilers including auxiliary firing, one boiler and two steam turbines. The boiler serves to provide for peak load operation and for increased safety of supply. The operation of the whole plant is optimised to cover the heat demand. Each of the gas turbines has a rated thermal input of 135 MW_{th} and a terminal rating of 35.5 MW_e. Each of the auxiliary firings of the waste-heat boilers has a rated thermal input of 49 MW_{th}. The steam is fed to the turbines and used for the production of district heat in condensers and other heat-exchangers, i.e. the so-called peak load preheaters. Steam is also fed into a net for process steam. The electrical efficiency in 1998 was 40.2 % and the overall efficiency 59.7 %.

Primary measures for NO_X emission control**:** An additional system for the injection of steam was installed for the reduction of NO_X. The control system injects steam into the combustion chamber with flowrates proportional to the consumption of natural gas. This increases the power and efficiency of the turbine. Furthermore, NO_X emissions are reduced by 30 %.

Further measures*:* Electrostatic precipitators are installed for the removal of oil vapour which occurs during the suction of the lubricating oil tanks (separation efficiency = 92 %).

Achieved environmental benefits: Lower emission levels of NO_X, SO_2 and dust.

Applicability: The plant was retrofitted from an old lignite and heavy fuel oil-fired CHP plant. One boiler of the old plant was included in the design of the new plant and was retrofitted to be fired either with natural gas or with light fuel oil.

Cross-media effects: Not known.

Operational data: The plant was in operation for 6538 hours, equivalent to 4885 full load hours. The emission limit values of the complete plant depend on the ratio between the power input of the auxiliary firing and the power input of the gas turbine. As the emission limit values for the single units also differ in the related O_2 contents, the assigned O_2 content for dual operation must also be calculated by weighting with the share of the power input. The following tables define three operational states and the measured emissions.

Operational mode	Rated thermal input of gas turbine (MW)	Rated thermal input of auxiliary firing (MW)	Exhaust gas volume flowrate (Nm^3/h)	Related O_2 content (%)
I	123	35.6	375000	13.3
II	119	8.5	360000	14.5
III	122	0	375000	15.0

Table 7.13: Operation modes of gas turbine and auxiliary firing

Pollutant	Operation mode	Monitoring	Daily mean value (mg/Nm^3)	Specific emissions (kg/TJ Input)
NO_X	I	Continuous	73	56.16
NO_X	II	Continuous	73	53.91
NO_X	III	Continuous	82	63.13
CO	I	Continuous	60	46.12
CO	II	Continuous	27	19.88
CO	III	Continuous	9	6.97

Table 7.14: Measured atmospheric emissions in 1998

In 1998, 102.63 million Nm^3 of natural gas and 123 tonnes of fuel oil were fired. The consumption of important auxiliary supplies is shown in Table 7.15.

Auxiliary material	Oils	HCl (33 %)	NaOH (50 %)	$Ca(OH)_2$	$FeCl_3$
Application	Turbines/ hydraulic systems	Input water treatment/conditioning/ waste water treatment			
Consumption (tonnes)	1.4	169	77	23	7.4
Specific consumption (g/MWh_e)	3.4	410.5	187	55.9	18

Table 7.15: Consumption of important auxiliary supplies in 1999

A system for full water softening is applied to the water for the boiler. If surface water is used it is also decarbonised. The plant is operated with separated sewerage systems. One of them for household like sewage, and a second for rainwater and water from the boiler, the cooling system, oil separators and settling tanks. This waste water is dumped to the receiving watercourse. In 1998, 251180 m^3 cooling water and 45182 m^3 waste water from the production process were discharged.

Economics: The total investment for the plant amounted to EUR 118 million in 1998. The total operational costs in 1998 were EUR 56.1 million.

Driving force for implementation: The imposition of more stringent emission limit values meant that the retrofitting of an existing lignite and heavy fuel oil fired heat and power station would have been necessary. At the same time, the plant life needed to be extended and the economical performance needed to be improved. For these reasons, the combined cycle power plant was erected.

Reference literature: [98, DFIU, 2001].

EXAMPLE 7.2.3.2 GAS-FIRED COMBINED CYCLE HEAT AND POWER PLANT WITHOUT AUXILIARY FIRING

Description: The example power plant was erected in Germany between 1994 and 1996 with a total capacity of 380 MW_e for power and 340 MW_{th} for district heat production (at the design stage). It consists of two gas turbines (i.e. GT1 and GT2), two waste-heat boilers and three condensers for the off-take of district heat. Each gas turbine is equipped with a 21-storied compressor and 72 burners in an annular ring combustion chamber, and has a maximum power output of 185 MW_e. The standard fuel is natural gas. Light fuel oil is used as back-up fuel. The waste heat boilers (dual pressure drum boilers) produce steam at high and low pressure (77 bar/525 °C and 5.3 bar/203°C). The steam turbine (back pressure turbine) is operated with sliding pressure and generates up to 108 MW_e.

Measures for optimised efficiency: To reach high efficiencies, the gas turbines work with a compression ratio of 15:1. The turbine gas temperature reaches 1100 °C. The whole plant reaches a gross electrical efficiency of 47.4 % (at the design point). As the operation of the plant is optimised to cover the heat demand, it is often operated at part load. The design with two turbines offers high flexibility in these cases. With two turbines in operation, high efficiencies can be achieved for loads of between 60 and 100 %. With a single gas turbine these efficiencies are achieved for loads between 30 and 50 %. At the minimum load, the efficiency of the gas turbine decreases by 8 % compared to full load operation. The use of heat is optimised by:

- controlling the use of the exhaust gas heat
- preheating the gas turbine combustion air at part load
- using the waste heat from the transformer.

These measures allow an overall energy efficiency of nearly 90 % to be achieved. The efficiencies of the whole plant are summarised in Table 7.16.

	Gross efficiency related to	
	Design point	Annual mean value 1999
Electrical efficiency for CHP production	47.4 %	44.8 %
Electrical efficiency for power production only	52.6 %	49.6 %
Overall energy efficiency	89.2 %	85.9 %

Table 7.16: Efficiencies of a combined-cycle power plant without auxiliary firing

Primary measures for NO_X emission control: The annular ring-type combustion chamber of the gas turbines is equipped with 72 low NO_X burners. NO_X reduction at the fuel oil operation can be achieved by the injection of demineralised water. The combustion air can be preheated to reduce emissions either in the case of part load operation or to reduce the risk of icing. These measures allow for NO_X emissions of <100 mg/Nm^3 for natural gas and <150 mg/Nm^3 for fuel oil.

Measures for reduced emission of sound: As the residential area is only 16 m away from the building's wall, very low emission limit values must be attained. At the residential area, a sound pressure level of 45 dB(A) originating from the power plant can be met by utilising the following single measures:

- adequate facade and roof
- overhead noise barrier and sound insulation of the inlet port for the combustion air
- soundproof pipes
- canals for combustion air and exhaust gas are equipped with acoustic absorbers
- stack with double walls
- 'silent' design of safety valves and *exhaust ventilator cowl.*

Achieved environmental benefits: The low NO_X technique is responsible for achieving comparatively low emissions, taking into account the size of the plant. Measures to use waste heat also lead to higher overall energy efficiency and thus minimise the consumption of resources and the emissions of CO_2.

Applicability: The plant was designed to cover a high heat demand. This is the main prerequisite for a reasonable operation of plants of the same configuration. On the other hand, the single components of the plant, offering low emissions on their own, can also be integrated into power plants of a different design.

Cross-media effects: The primary measures to reduce emissions do not produce any residues. The cooling water and the waste water resulting from the operation of the plant are treated on site. Thereby screenings and sludges are produced.

Operational data: In 1999, a total of 1182.2 GWh_e and 1083.5 GWh of district heating were produced. The 3070 equivalent full load hours resulted from the demand for district heat. The volume flowrate of the exhaust gas was 1450000 m^3/h for a rated thermal input of 470 MW. Table 7.17 shows the emissions to the air in 1999.

	Monitoring	Daily mean values at 15 % O_2		Specific emissions (kg/TJ Input)	
Natural gas-firing		GT 1	GT 2	GT 1	GT 2
NO_X (mg/Nm^3)	Continuous	76.0	65.7	62.65	55.31
CO (mg/Nm^3)	Continuous	6.7	11.3	5.58	9.48
Fuel oil-firing		GT 1	GT 2	GT 1	GT 2
NO_X (mg/Nm^3)	Continuous	79.6	131.4	101.88	112.29
CO (mg/Nm^3)	Continuous	19.1	13.6	24.44	11.46

Table 7.17: Measured emissions to air in 1999

In 1999, 249.616 million Nm^3 of natural gas and 9463 m^3 of light fuel oil were fired. The consumption of important auxiliary supplies is shown in Table 7.18.

Auxiliary material	Oils	HCl (33 %)	NaOH (50 %)	NaCl brine	NH_4OH
Application	Turbines/ hydraulic systems	Waste water treatment/feed-water treatment			
Consumption	1735 litres	72 t	40 t	58 t	300 litres
Specific consumption (g/MWh$_e$)	1.5	61	34	49	0.25

Table 7.18: Consumption of important auxiliary supplies in 1999

One waste water flow originates from the treatment of the feed-water and the condensate (12000 m^3/yr). After sedimentation this water is fed into the municipal sewerage system. Further waste water results from elutriation of the boiler, depletion of the whole system and from condensates (11014 m^3/yr). This waste water is fed directly to the municipal sewerage system after cooling. Waste water from the regeneration of the ion exchangers is regularly controlled for the concentration of absorbable organic halogen (AOX). The mean value of the AOX concentration during the last five years was 0.053 mg/l.

Economics: The total investment for the new plant and the removal of the old coal-fired power station mounted up EUR 327 million in 1997. Detailed cost information is not available.

Driving force for implementation: The former heat and power station on this site could not reach the lower emission limit values in 1996. It also could no longer be operated in an economically reasonable way. The new plant offered higher efficiencies and a reduced manpower was needed for operation. The site already offered the complete infrastructure for supply and disposal. The old plant was completely demolished and the new one was built, as retrofitting the old plant could not achieve the efficiency of a new one.

Reference literature: [98, DFIU, 2001].

EXAMPLE 7.2.3.3 NATURAL GAS-FIRED COMBINED CYCLE HEAT AND POWER PLANT WITHOUT AUXILIARY FIRING FOR A RAILWAY SUPPLY SYSTEM

Description: The example power plant produces electricity with a frequency of 16.67 Hz for the power supply system of the German railway. It consists of two gas turbines (GTs) (both are 180 MW_{th}, or both are 60 $MW_{e,}$), two waste heat boilers and one steam turbine (57 MW_e). In this plant, the combination of gas turbines with 16.67 Hz generators was used for the first time. The temperature of the hot gas at the turbine intake is 1280 °C. At the outlet of the gas turbine the gas has a temperature of 540 °C at 1.053 bar and produces steam with a maximum temperature of 530 °C and 62 bar in the waste heat boiler. After the waste heat boiler, the flue-gas passes through an economiser and is finally conducted to the stack with a temperature of 110 °C. An additional stack is installed for each gas turbine for single operation without the steam cycle. The steam is conducted to the single pass steam turbine where it is expanded. The pressure in the condenser drops to 0.07 bar. The waste heat boilers have a second stage where low pressure steam is produced at 198 °C at 4.5 bar. This steam is also conducted to the steam turbine. The reverse-flow cooling system consists of four fan driven cellular radiators and the cooling water pump.

The plant was commissioned in 1994 (GT-unit 1) and in 1995 (GT-unit 2). The electrical net efficiency of the plant amounts to 49.6 % at full load and decreases to 42 % at 50 % load. For further decreasing load numbers, one of the gas turbines is turned off which results in a sudden increase of the efficiency to 48 %. For a 25 % load, the efficiency finally decreases to 40 %. The start-up time of a gas turbine amounts to 26 minutes for full load. 14 minutes after the start of the first gas turbine, the second one can be started. After 40 minutes, 120 MW_e are available for single operation of the gas turbines. The start-up of the waste heat boilers needs between three and six hours. For combined cycle operation, the maximum load changing speed is 20 MW/min.

Achieved environmental benefits: The construction of the hybrid burner (diffusion and premixing stage) in combination with an adapted burning chamber ensures low NO_X concentrations. The high electrical net efficiency of nearly 50 % allows for an efficient use of resources.

Applicability: The overall design of the plant was optimised for the production of electricity for the railway power supply system. Nevertheless, single components can also be integrated into other power plants to optimise emissions.

Cross-media effects: The cooling tower make-up water is treated in a slow decarbonisation plant. A sludge is produced which mainly contains lime. Furthermore, waste waters and small amounts of residues are produced.

Operational data: In 1999, 501 GWh_e of net electricity was produced. The number of equivalent full load hours amounted to 2830. Table 7.19 shows the atmospheric emissions of the gas turbines in 1999. The flue-gas flowrate is 2 x 500000 m^3/h at full load.

Pollutant	Measurement	Measured emission levels (mg/Nm^3)	Specific emissions (kg/TJ Input)
Dust			
NO_X	Continuous	41.6	32
CO	Continuous	1.8	1.4

Table 7.19: Measured emission levels in 1999

In 1999, 101.8 million Nm^3 of natural gas (= 0.2 Nm^3/kWh_e) were fired. Consumptions of the most important auxiliary supplies are shown in Table 7.20.

Auxiliary material	Lubricants	Ferrous-III-chloride-sulphate	Hydrated calcium lime	Ammonia water	HCl	NaOH
Application		Water treatment				
Consumption (t/yr)	0.5	60	70	0.5	20	13
Specific consumption (g/MWh_e)	1	120	140	1	40	26

Table 7.20: Consumption of important auxiliary supplies in 1999

The waste water flowrate of the whole plant is up to 75 m^3/h at full load. Some 60 m^3/h originate from the cooling system. This waste water is dumped to the pre-clarifier without treatment. The waste waters from the full water softening plant (15 m^3/h) are neutralised and dumped to the pre-clarifier together with the effluent of the cooling system. The concentrations of impurities in this mixed waste water is shown in Table 7.21 for 1999. These results show the initial level of pollution before the water enters the power plant.

	Mean value from 14 measurements (if not specified) (mg/l)	Specific emissions (g/MWh_e)
Cl	339	137
AOX	0.06	0.024
COD	67	27.1
P	17.5	7.07
N	8	3.23
Zn	<50*	-
Cr	<2*	-
Cd	<0.1*	-
Cu	<5*	-
Pb	<3*	-
Ni	<5*	-
Filterable matter	8.7	3.52
Sulphate	624	252.2
Hg	<0.1*	-
pH-value	8.3	-
*These values result from a singular measurement and thus cannot be transformed to specific loads		

Table 7.21: Concentrations of impurities in the waste water of the power plant

The sole source of a considerable amount of the residues is the cooling tower make-up water treatment, where sludge is produced. In 1999, 214.4 tonnes of this sludge had to be disposed of in a landfill and 50.3 tonnes were used for spreading in agriculture. Furthermore, 10 tonnes of used detergent from turbine cleansing and six tonnes of residues from the oil separator, were produced.

The legal requirements for sound control are adapted to the residential site which is about 500 m away from the plant. With the help of noise attenuators, a sound immission level of 30 dB(A) can be reachedfrom this distance.

Economics: The total investment amounted to EUR 185 million (1995). This equals a specific investment of EUR 1043/kW_e.

Driving force for implementation: The restructuring of the railway in the former eastern part of Germany after 1989 necessitated the building of a new power plant with the following characteristics:

- short time for construction of the plant
- high efficiency
- low environmental burden
- low investment and operational costs.

Reference literature: [98, DFIU, 2001].

7.2.4 Techniques to increase the environmental of combustion installations operated on offshore platforms

This section presents techniques for the prevention or reduction of emissions released from combustion installations operated on offshore platforms. They are all currently commercially available. Examples are given in order to illustrate techniques that demonstrate a high environmental performance. The techniques that are given as examples rely on information provided by industry, and on evaluation by the European IPPC Bureau.

EXAMPLE 7.2.4.1 PARAMETRIC EMISSION MODELLING SYSTEM (PEMS)

Description: A continuous emission monitoring systems (CEMS) is the total equipment necessary for the determination of a gas or particulate matter concentration or emission rate, using pollutant analyser measurements and conversion equations, graphs, or computer programs to produce results in units of applicable emission limitation standards.

In order to have a cost effective monitoring system and backup if the CEMS should malfunction, PEMS was developed for gas turbines in the early seventies. Instead of direct monitoring of the NO_X emissions, the PEMS calculate the NO_X emissions from key operation parameters. Examples of such parameters are temperature, pressure and fuel consumption. Today PEMS for turbines, boilers, engines and flares are widely used instead of CEMS in order to monitor NO_X, SO_X,. total hydrocarbons, VOC and CO emissions.

Since PEMS already uses existing sensors from the plant control systems, the investment costs are reduced to only include software development and implementation. Also, the use of existing sensors does not require extra personnel with special skills to handle and calibrate the instrumentation, such as CEMS requires. This is especially valuable for offshore industry. Even though a PEMS needs to be periodically checked using CEMS, PEMS operation costs are significantly lower than with CEMS. Finally, no stack mounted hardware is required with PEMS.

A complete PEMS consists of a mathematical module, a quality assurance module and a report module. The mathematical module can be evaluated in three different ways: (1) first principles, (2) statistical regression and (3) artificial intelligence, neural networks or non-linear regressions. When using the first principles approach, the module is evaluated based on physico-chemical knowledge of NO_X formations. The operational characteristics and the turbine design varies between different types of turbines. The module for each turbine, therefore, has to be tuned by NO_X emission measurements and logged operation parameters to adjust the factors in the module. The statistical regression and artificial intelligence approach requires a set of historical operational data with simultaneous NO_X emission measurements in order to develop the modules.

The quality assurance module consists of a sensor check procedure and a PEMS check procedure. PEMS is not more accurate than the accuracy of the operational parameters used in the PEMS module. Check of the sensor signals is of great importance to detect signal drifts in order to avoid incorrect predictions. A sensor check can be performed by comparing the signals with either the signals from redundant sensors or with calculated values from a mathematical module using signals from other sensors. An alarm is sounded if the system detects a sensordrift. In addition, a complete PEMS should also detect PEMS drift as an extra quality assurance.

PEMS is widely used in the US as a NO_X monitoring technique, and approved as a Best Available Technique in the UK. In the US, the operator of an installation can apply to use PEMS instead of CEMS if the installation can document that the new PEMS has 'the same or better precision, reliability, accessibility, and timeliness as that was provided by the continuous emission monitoring systems'. PEMS accuracy is computed from 720 hours of operation emissions monitoring, both by the alternative PEMS and a verified CEMS. The relative accuracy for CEMS is 20 % in 40 CFR Part 60 and 10 % in 40 CFR Part 75. (CFR = Code of Federal Regulations).

Achieved environmental benefits: Applying modelling can enable gas turbine operators to become more aware of the real-time emission values from equipment. This in itself is a major benefit. As a consequence, the technique can indicate optimum operating points for equipment. This control can be either manual or automatic. One system onshore that drives parallel compressor trains has been used to give an 8 % reduction in CO_2 emissions for a fixed task. The technique can also be used to highlight a deterioration in the gas turbine performance, that might otherwise lead to an increase in NO_X emissions. Where properly administered, this technique can result in lower operating costs.

Applicability: Parametric modelling can be retrofitted to the majority of gas turbines. Some operators prefer this technique to the option of fitting emission monitoring systems, whose disadvantages include large space requirements, poor instrumentation accuracy and high maintenance costs. Specially at offshore installations, PEMS will offer cost-effective solutions for emission monitoring.

Cross-media effects: In particular situations, energy consumption can be reduced, Once installed, there are few disadvantages compared to the option of 'continuous emissions monitoring systems'. Parametric modelling can also build up useful emissions monitoring information that can easily be used to provide the framework for annual emissions reporting.

Operational data:

Economics: The software costs are not likely to exceed EUR 80000 per installation. However, installation and maintenance costs have to be considered. Installation costs depend on the level of instrumentation that already exists and hence what needs to be added so that all the required parameters are monitored. Experience suggests that the installation costs could add another EUR 160000 to the software costs. Once installed, little maintenance is required, though annual verification of emission signatures is required using portable emission meters. The total cost of this will be in the region of about EUR 30000 per year. The PEMS investment costs are about 50 % and the maintenance costs 1/3 of a CEMS. In addition, daily operation will not require any special attention or costs.

Driving force for implementation: Parametric modelling first gained impetus in Norway, where the high levels of CO_2 tax forced operators to evaluate all possible control options available. This driving force has followed through to onshore UK, where parametric modelling has been installed on several gas compression stations-leading to lower fuel costs. This provides accurate and inexpensive NO_X monitoring.

Reference literature: [119, Guinee,], [120, Bakken and Skogly,], [121, Fripp,], [206, Pavilion, 2003], [200, Southern Research Institute, 2000], [201, Macak III, 1996], [202, Lefebvre, 1998], [203, EPA, 2002], [204, The Cadmus Group, 2000], [205, Tronci, et al., 2002].

EXAMPLE 7.2.4.2 POWER INTEGRATION OF MULTIPLE FIELDS

Description: Use of a central power source to a number of participating installations. This can involve either one or two central power stations delivering power via electric cables to other fields. Examples include a 'mother' platform supplying power to numerous satellite fields via an underwater cable. Also, a multiple field development being fed as part of a ring main by two central power stations.

Achieved environmental benefits: Power stations offshore are invariably powered by gas turbines. There are inefficiencies in having one power station per platform. There is extensive use of 'spinning reserve' to give sufficient margin to maintain production should part of the power generation system fail. Integrating several fields to a central power station can ensure that gas turbine efficiencies are maximised and that the spinning reserve is minimised, thereby reducing both CO_2 and NO_X emissions.

Power integration between installations has been studied and applied in the UK and Norway, and may be economically interesting in specific situations as mentioned. However, the transmission loss should be taken into account when calculating the environmental benefit, which, in most cases, is marginal. The emission reduction can become more significant if the power generation can be based on combined cycle and/or based on low NOx turbines.

Applicability: Power integration is a major capital project that can only be used in specific situations. These include installation of a newly manned or a normally unmanned platform adjacent to a 'mother' installation. Retrofitting existing installations to an integrated power distribution network is unlikely to be cost effective, although these schemes are presently being evaluated.

Cross-media effects: Adoption of power integration will invariably lead to reduced power consumption.

Operational data: Reference [125, Evans and McConnell, 1994] summarises the experiences of the Marathon Brae offshore platform, where East Brae was added to the existing field with its power supplied from the existing facilities via underwater cables. Additional platform weight was eliminated, with cost savings in excess of EUR 98 million. An interesting benefit reported was the ability to maintain power to an installation during shutdowns. There is also an onshore example where the producing fields of BP's Prudhoe Bay in Alaska are supplied from a single power station, again with economic and environmental benefits.

Economics: Power integration is a major capital investment. Cost savings for installation have been reported. However, these costs need to be compared to those for the installation of cable and control equipment.

Driving force for implementation: The implementation of power integration can only be considered in selective cases, and is unlikely to be used to achieve emissions reductions alone. Economic considerations are the main driving force. In the Marathon Brae field, there was a desire to reduce platform costs by maximising the use of existing infrastructure, and utilising surplus power. Emission benefits were achieved as a result.

Reference literature: [125, Evans and McConnell, 1994], [78, Finkeldei, 2000].

EXAMPLE 7.2.4.3 DRY LOW NO_X (DLN) COMBUSTION CHAMBERS APPLIED TO OFFSHORE GAS TURBINES

Description: The basic characteristic of dry low NO_X combustors is that the mixing of air and fuel and combustion take place in two successive steps. By mixing combustion air and fuel before combustion, a homogeneous temperature distribution and a lower flame temperature are achieved, resulting in lower NO_X emissions. Since 1995, 11 new single fuel gas turbines have been applied, such DLN combustion chambers, on Norwegian oil and gas producing platforms. Additionally, two existing gas turbines have been retrofitted from conventional types into DLE type engines.

The DLN gas turbines require an input of fuel gas properties such as CO_2, N_2, compressibility, relative density (specific gravity) and calorific value for engine control.

The engine control system can accommodate small changes of these properties provided they lie within a given tolerance. However, if the changes go outside these tolerances, then active inputs will be required. The most likely parameters that require active inputs are the fuel gas specific gravity and calorific value. Consequently, offshore installations often require devices such as calorimeters or chromatographs for the online monitoring of the fuel gas.

Achieved environmental benefits: Low levels of NO_X emissions. However, the environmental benefit will be marginal for turbines operating on part-load and in cases where varying load leads to frequent turbine trips and consequent flaring.

Applicability: DLN combustion systems are available for a number of new gas turbines. For retrofitting existing gas turbines there are mainly two technical limitations. One limit is related to the fuel system. Turbines that have dual fuel (gas and diesel) capability are not yet considered mature. The second limit is related to the age of the equipment. The retrofit requires a significant upgrade of the control as well, so there is certain additional space required in combination with the gas manifold. This might not be available. Some of the packages have all the utility equipment placed inside the hood.

Gas turbines have been used for decades as a reliable prime mover on offshore production facilities. The introduction of this new combustion technology has not been without certain risks. The operation of the turbines has been challenging both with respect to availability and performance at those facilities experiencing certain changes of gas properties or ambient temperatures. The lean premixing combustor technology (DLN) is beginning to reach the necessary state of maturity for use on offshore facilities.

Operational experience so far indicates lower reliability of DLN turbines than turbines with conventional burners, resulting in more frequent process shutdowns and flaring. This is partly due to the higher operational complexity of the DLN. Some improvements have been recorded as a part of a 'learning curve', but some of the problems are due to fundamental characteristics of the technology that cannot easily be cured.

Cross-media effects: Low levels of NO_X emissions may result in higher emissions of CO and unburned hydrocarbons (UHC). The prevailing turbine type in the Norwegian sector will have lower thermal efficiency with low NOx equipment, especially on part-load, than conventional turbines. The loss in efficiency on part-load may be as much as 13 %, which means that CO_2 emissions would increase by up to 13%.

Operational data: At full load, a normal gas turbine has an emission figure of approx. 360 mg/Nm^3 NO_X (at 15 % oxygen), while under similar conditions, the DLN version produces around 50 mg/Nm^3 NO_X (at 15 % oxygen) and 30 mg/Nm^3 of CO at 75-100 % load measured under ISO conditions.

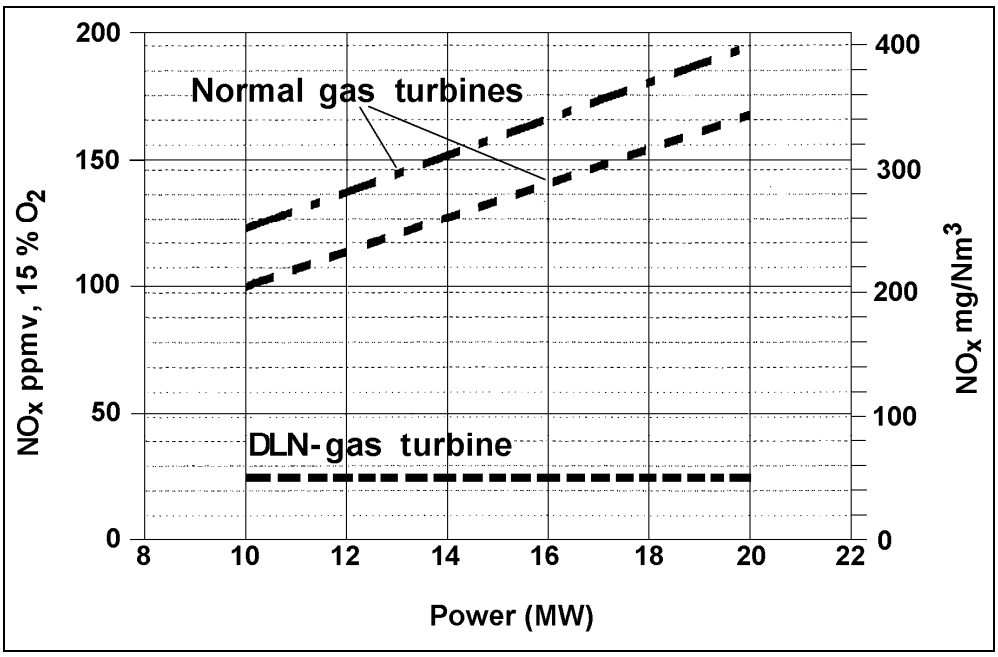


Figure 7.19: NO_X emissions from offshore gas turbines with a DLN combustion chamber [122, Carstensen and Skorping, 2000]

Economics: The required shutdown period during installation, and the associated economic loss due to deferred or lost production, as well as the increased maintenance costs are significantly higher than previous assessments have indicated. A cost benefit analysis showed a great range of costs per unit of NO_X reduced, ranging from 23 NOK/kg NO_X (3 EUR/kg) to nearly 1000 NOK/kg (125 EUR/kg). Only 20% of the turbines could be retrofitted at a cost of less than 100 NOK/kg NO_X (12 EUR/kg NO_X).

Driving force for implementation: Low emission limit values of NO_X

Reference literature: [122, Carstensen and Skorping, 2000], [78, Finkeldei, 2000].

EXAMPLE 7.2.4.4 REDUCTION OF LOADS ON GAS TURBINE DRIVEN EQUIPMENT

Description: The turbine driven equipment includes: compressors, pumps, and power generation equipment. This equipment may be directly driven by a gas turbine, or driven indirectly by an electric motor which derives its power from a gas turbine. Reduction of the load can have both environmental and cost benefits to operators. Examples of ways to reduce load include:

- reduction of compressor recycling
- reduction of pump bypass quantities
- process control loop tuning of the plant.

Achieved environmental benefits: A reduction of the load to gas turbines invariably means a reduction in fuel consumption, and hence a reduction in CO_2 emissions. In general, as the gas turbines are generally then operated at lower speeds there can also be significant reductions in NO_X emissions. Flaring quantities have also often been reduced as plant stability is improved.

Applicability: Techniques to reduce loads are applicable to all gas turbines as they generally provide power, either directly or indirectly, to all items of equipment on an installation.

Cross-media effects: In extreme cases, the amount of driven equipment can be reduced. i.e. three pumps reduced to two, and so again costs can be reduced. Similarly, the power generation spinning reserve can be reduced.

Operational data: Experience suggests that there are significant gains to be made by simple adjustments to the plant. For example, on some installations there is a high percentage of process control loops in manual configuration. These loops can be properly tuned and put in automatic mode. Consequently, such variables as pressure settings can be reduced, which in turn reduce driven loads. The number of unplanned shutdowns can be reduced, which in turn leads to less flaring. Time spent correctly setting surge protection lines of centrifugal compressors can be equally beneficial. A key aspect here is improving the awareness of plant personnel to the benefits of reducing inefficiencies.

Economics: Most of the changes in this technique require little modification to equipment. Instead, the changes are to the control of the plant and so require little capital expenditure. Correct tuning of key loops for an installation can be achieved for less than GBP 25000. Training of key personnel can be another GBP 10000. Consequently, there is often an increase in production with an increase in plant stability.

Driving force for implementation: Historically, there has been little driving force to implement such changes. Operators had little confidence in the manual techniques for control loop tuning, etc. Software techniques are now available to enable such delicate changes as loop tuning to be confidently made. Many operators have since realised the benefits and have implemented such techniques to create robust systems.

Reference literature: [78, Finkeldei, 2000], [207, Underbakke and Jakobsen,]

EXAMPLE 7.2.4.5 COMBINED CYCLE HEAT AND POWER UNIT OF OFFSHORE INSTALLATIONS

Description: Increasing fuel costs and concerns about emissions have directed attention to energy conservation on offshore oil and gas installations. This has stimulated significant changes in operational procedures and technology development on several oil and gas installations. Focus has increased on keeping the power requirement down, avoiding unnecessary fuel consumption and designing more energy efficient systems. The most efficient way of achieving this is by installing cold process flares and steam cycles on existing or new gas turbines to form combined cycles (CC).

The combined cycle concept is a combination of a gas turbine process and a steam turbine process. The gas turbine exhaust normally exits the gas turbine at approximately 500 °C. This represents a large amount of energy, which is recovered by producing steam under pressure in waste-heat recovery units. The steam is routed to the steam turbine, which produces additional power. The low pressure steam from the steam turbine outlet is condensed by using cooling water (seawater), and then routed back to the waste heat recovery unit for steam generation (WHRU-SG). The WHRU-SG and the steam turbine from a steam bottoming cycle, which is a closed circuit steam cycle. This is conventional technology in onshore gas-fired power plants.

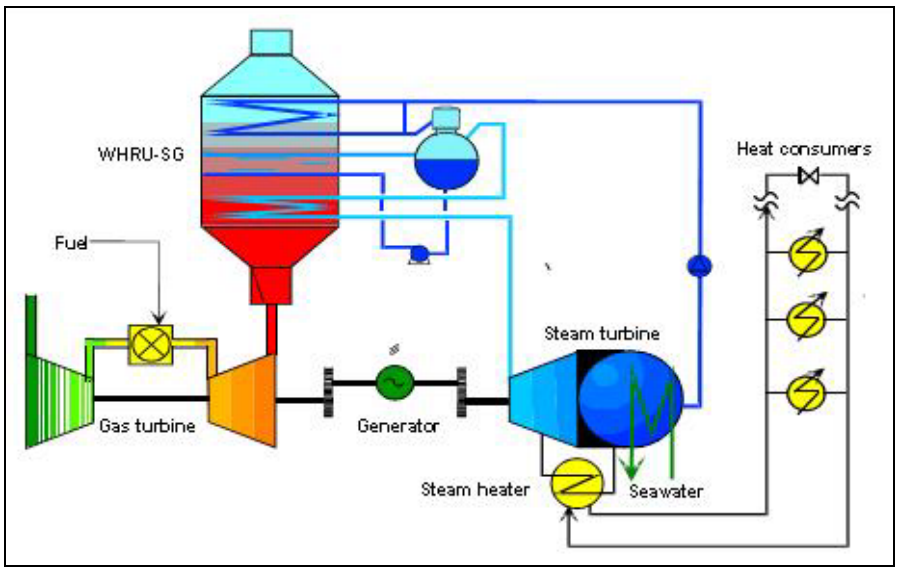


Figure 7.20: Flow diagram of the combined cycle heat and power plant offshore [25, ABB, 2000]

Achieved environmental benefits: A typical efficiency increase from 'simple cycle' to combined cycle offshore based on new gas turbines will be from 37 to 50 %. This will reduce fuel consumption and emissions of CO_2 and NO_X by typically 25 %. Compared to larger onshore utility combined cycle plants, the thermal efficiency is lower due to the trade-off made between cost and efficiency and the fact that larger onshore plants have lower thermal losses.

Combined with the extraction of steam from the steam turbine, the 'combined cycle plant' is transformed to a 'combined heat and power plant' (CHP). The extracted steam can cover heat demands indirectly by the production of liquid heating medium, or alternatively, steam can be directly used in process heaters. Depending on the magnitude of the heat demand, the efficiency of a CHP will be from 47 to 80 %. The CC and CHP plants are very flexible, as heat recovery may be maximised at all times regardless of the load level or the heat demand.

Applicability: The need to watch investment costs and weight whilst pursuing new technology and optimisation efficiency has brought the weight of the heat recovery unit down 30 % to 50 %. As an example, a single inlet heat recovery unit for a gas turbine has a weight of approx. 125 tonnes, while standard units are normally 200 to 250 tonnes. The space requirement for a waste heat recovery unit for steam generation is about 25 to 50 % extra compared to conventional process heat production. However, these heat recovery units are placed on top of the gas turbines, which are normally placed at the top of the platform. Thus, the space required is normally available.

The relatively low steam conditions enables the use of low pressure steam turbine modules with welded turbine casing. As a result, the weight of a steam turbine skid for 15 to 20 MW will be 150 to 175 tonnes, which is close to the weight of a comparable gas turbine. Such a skid will be about the same size as for a 20 MW gas turbine skid.

The conclusion is that a combined cycle plant is in general applicable for both new and retrofit offshore applications.

Figure 7.21: Example of a combined cycle power plant installed on an offshore platform on the Norwegian continental shelf
[25, ABB, 2000]

Cross-media effects: As the combined cycle concept only involves ultra-pure water in a closed circuit, no waste products are disposed of to the environment under normal operation.

Operational data: The following operational data are based on a combined cycle with a total power production of 67 MW:

- steam pressure at steam turbine inlet: 15 bar
- steam temperature at steam turbine inlet: 430 °C
- steam mass flow at steam turbine inlet: 17.5 kg/s
- rated power output at steam turbine generator: 15.8 MW_e

The steam data given are based on heat recovery from hot exhaust gases from two conventional gas turbines with the following exhaust data:

- exhaust gas temperature: 481 °C
- rated power output: 2 x 25.9 MW_e.

An offshore steam cycle will then typically recover one third of the rated power production of a conventional gas turbine.

The steam cycle requires seawater as the cooling medium in the steam condenser. The steam turbine requires a seawater flow of approximately 2000 m^3/h. Seawater system investment costs can sometimes be reduced by integration with other seawater users. The cost of cooling water varies a lot from case to case, and on some platforms the cost of providing cooling water for a retrofit can be very high.

In addition, the steam cycle requires a small amount of electricity and instrument air to operate pumps and valves. A small amount of ammonia (typically 1 kg/day) is added to the steam cycle to control the pH. The water consumption is typically around 0.5 m^3/h.

Economics: The estimated cost numbers presented refer to a typical 16 MW steam power plant fitted to two gas turbines instead of one conventional gas turbine. The total power production for the combined cycle plant will then be in the range of 67 MW. On an offshore platform total project costs are strongly linked to space and weight. It should be noted that for oil platforms, gas, in many cases, is a free or nearly free commodity. Reduced gas consumption during the oil production phase will increase the volume of gas that has to be reinjected. In cases where gas compression capacity is a limiting factor, this may in fact reduce the oil production capacity and hence there may be negative economic incentives against fuel gas saving. The value of the saved gas will only be recovered late in the lifetime of the facility, and this will have a low net present value. However, in the Norwegian sector, reduced CO_2 tax may, in specific cases, justify such investments.

Driving force for implementation: Demands for reduced CO_2 and NO_X emissions, CO_2 taxes in the Norwegian shelf and improved operational stability and reliability.

Reference literature: [25, ABB, 2000].

7.3 Current consumption and emission levels

7.3.1 Mass stream overview

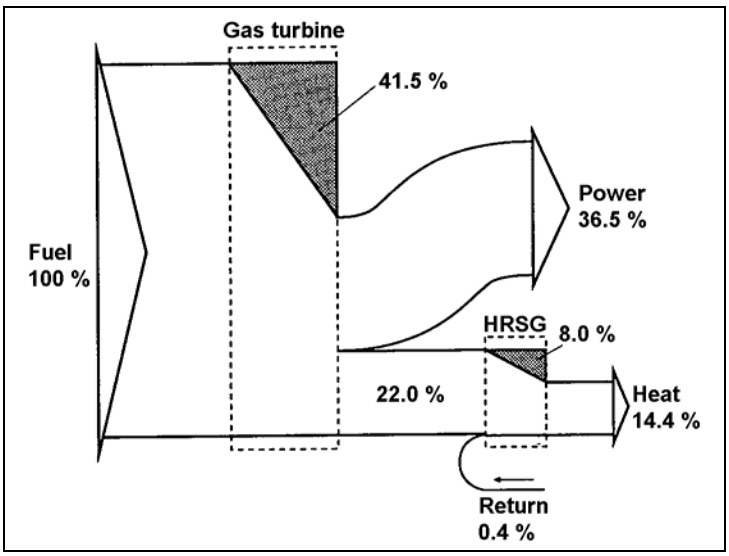


Figure 7.22: Grassmann diagram of a gas turbine with HRSG
[50, Korobitsyn, 1998]

The Grassmann diagram shows the energy flow though a combined cycle gas turbine without supplementary firing. The grey marked areas represent the internal losses of energy in the turbine and the heat recovery steam generator (HRSG).

7.3.2 Overview of gaseous fuels used in large combustion plants

Natural gas is a clean fuel causing practically no SO_2 or particulate emissions. The CO_2 emissions from natural gas combustion are inherently far lower than from other fossil fuels. Table 7.22 gives an overview of the relevant gaseous fuels fired in large combustion plants.

Substance	Natural gas (mol %)	Blast furnace gas (BFG) (mol %)	Refinery gas (mol %) *
N_2	0-14	52-57	0
CO_2	1-2	20-21	4-5
CH_4-C_4H_{10}	84-99	0	0-46
CO	0	21-23	20-50
H_2	0	2-4	30-45
Sulphur	0	Some	20-1700 mg H_2S/Nm^3
Dust	0	Depends on the applied gas cleaning system, but normally <40 mg/Nm^3	0
* See Refinery BREF. Range depends on the type of gas (e.g. refinery gas, hydrogen gas, coke gas, FCC gas)			

Table 7.22: Overview of the relevant gaseous fuels fired in large combustion plants
[58, Eurelectric, 2001]

Offshore gas turbines burn crude natural gas supplied directly by the adjacent oilfield. This gas can have a different composition from that of natural gas normally used for onshore gas turbines. A typical composition of natural gas from an oil field in the North Sea can be seen in Table 7.23.

Component	Mol %	g/mol
Methane	68.69	46.18
CO_2 (1)	14.65	27.01
Ethane	8.18	10.31
Propane	4.45	8.22
n-Butane	1.19	2.9
Nitrogen	0.84	0.98
H_2O	0.7	0.52
i-Butane	0.49	1.3
n-Pentane	0.30	0.92
i-Pentane	0.26	0.78
Hexane	0.089	0.32
Heptane	0.06	0.25
Octane	0.033	0.15
H_2S	0.007	0.01
Helium	0.0	0.0
(1) The CO_2 content of crude natural gas varies quite a bit from field to field but it is rarely above 10 %.		

Table 7.23: An example composition of crude natural gas from an oil field in the North Sea [78, Finkeldei, 2000]

More information on natural gas and refinery gases is available in the Mineral Oil and Gas Refinery BREF.

7.3.3 The efficiency of gaseous fuel-fired combustion plants

The efficiency of power plants has increased continuously during the last decade by optimisation of the process and by new developments in the field of materials and cooling techniques, which make higher turbine inlet temperatures possible. In a combined cycle, the application of more pressure stages and the increase of allowable steam inlet temperatures (possible by the development of high temperature resistant materials) cause efficiency increases of the steam cycle too. Table 7.24 gives an overview of the efficiencies of gas fired power plants, designed for electricity production at base load. It should be emphasised that the efficiency values quoted apply to new, clean gas turbines at full load and ISO conditions and once-through cooled condensers. For other conditions, the values may be lower, as efficiency strongly depends on ambient conditions and the type of cooling system applied, as well as on the operating mode.

	Maximum unit size (MW_e)	Thermal efficiencies (%)
Conventional power station		38-49
Simple cycle gas turbine	275	30-42
Simple cycle spark-ignited (SG) or dual fuel engines.		40-47
Combined cycle with HRSG	400	46-58
Topping cycle with hot wind box		50
Notes: These data have been obtained during full load operation. If the load operation decreases, thermal efficiencies decrease significantly.		

Table 7.24: Overview of efficiencies of gas fired LCPs

The reason for the highest efficiency of the combined cycle is that the gas turbine gives 65 to 70 % of the total capacity and the energy conversion in the gas turbine is very effective in using relatively hot gases in the turbine.

An increased unit efficiency is possible due to the increased firing temperature of the gas turbine and the increased gas turbine exhaust temperature, which results in higher superheated steam temperatures and allows the use of dual or triple pressure heat recovery steam generators. If the exhaust temperature is high enough, a steam reheat is economically attractive.

Various process modifications can be applied to improve the thermal efficiency of gas turbines. For example, regeneration may improve efficiency by transferring waste heat to the compressor discharge air, thus reducing fuel consumption but on the other hand may also result in a certain reduction of power. Co-generation is an arrangement where the energy released in a combustion process is used to produce both electricity and useful heat. The electricity may be generated either using the hot combustion gases directly, as in a gas turbine, or by using them to produce high temperature and pressure steam to drive a steam turbine, as in a conventional boiler. The useful heat is usually provided in the form of steam. This steam may be withdrawn directly or via a heat-exchanger in the case of a conventional boiler or through the use of a heat recovery steam generator (HRSG) extracting energy from the exhaust gases, in the case of a combustion turbine. High quality fuels must be used for combined cycle plants with HRSG to avoid corrosion/erosion problems. The heat produced may be used in different applications, e.g. in industrial processes, district heating, etc.

Some effects must be considered which diminish efficiency in real operating cycles, such as inefficiency in compression and expansion, loss of pressure during heat addition and rejection, variation of working fluid specific heat with temperature, incomplete combustion, etc. [87, Molero de Blas, 1995].

7.3.4 Emissions to air

In gas-fired combustion installations, particularly gas turbines, the generation of NO_X emissions is mainly due to the formation of thermal NO_X, which is influenced by the following parameters [32, Rentz, et al., 1999]:

- **fuel composition:** as the hydrogen content of the fuel increases, NO_X emissions increase. Higher alkane content in the natural gas tends also to increase the NO_X emission
- **flame temperature:** When fuel and air are combusted at a stoichiometric ratio, the highest flame temperature is reached, resulting in the highest NO_X emissions
- **retention time of the fuel/air mixture in the combustion zone:** The retention time can be reduced by using an increased number of burners with a constant fuel and airflow. This is a way to reduce NO_X formation and was applied at an early stage in gas turbine development
- **atmospheric conditions:** An increase of humidity in combustion air also helps to reduce NO_X formation. The effect causes a reduced flame temperature, which is similar to the injection of a water/fuel-emulsion into the combustion chamber of the gas turbine.

The precise exhaust concentration of NO_X to be achieved depends on the type of gas turbine. However, there is a conflict between increasing gas turbine efficiency and reducing the NO_X emissions (high gas turbine efficiency is, of course, also highly important since less fuel is needed). The aim to increase the gas turbine efficiency leads to higher firing temperatures in the gas turbine. As a consequence, measures taken to reduce NO_X emissions will be less effective. Nevertheless, newly built high efficiency combined cycle installations with dry low NOx combustion chambers can achieve exhaust concentrations of 20-50 mg/Nm^3 without using 'end-of-pipe' NO_X reducing measures. (see Table 7.25). The NO_X emission of existing installations cannot be presented with one single figure, but varies between 50 and 75 mg/Nm^3, although old installations may find difficulty in staying below the 75 mg/Nm^3 level. However, it should be noted, that low emission levels of NO_X may lead to higher CO emissions.

With increasing temperature, the NO_X emission level increases slower than the efficiency of electricity generation. For this reason, technical development to higher efficiencies implies a higher NO_X level in mg/Nm³.

Type of gas turbine	Power (MW at ISO conditions)	Off-gas temperature (°C)	Off-gas volume (kg/s)	Emission of NO_X(ppm) at 15 % O_2 and ISO condition
GE Frame 6	38.34	539	136.98	25
W 251 B12	49.1	520	171.46	9-25 (9 ppm since 1997)
ABB GTBC	52.6	517	179.17	25
Siemens V64.3	60.5	534	183.7	25
GE Frame 7EA	83.5	530	292.11	9
ABB GTI INI	83.8	505	317.06	15
Siemens V 84.2	106.7	548	346.99	9
ABB GTI In2	109.2	525	375.12	15
W 501 D5	109.8	527	361.97	9-25 (9 ppm since 1996)
GE Frame 9E	123.4	538	403.7	9-25 (9 ppm since 1996)
ABB GT 13 E	147.9	516	501.22	25
Siemens V 84.3	152	550	425.01	25
Siemens V94.2	153.6	546	498.95	9
GE Frame 7 FA	159	589	417.75	9
W 501 F	161.3	583	430.46	9-15 (9 ppm since 1995)
ABB 13E2	164.3	525	524.81	25
GE 9FA	226.5	589	601.92	9-25 (9 ppm since 1997)

Notes:
GE = General Electric Co. W = Westinghouse ABB Asea Brown Boveri Siemens = Siemens KWU

Table 7.25: Selected parameters and the NO_X emission levels for new gas turbines [185, Smith, 1995]

Since no major technical problems with waste heat boilers (combined cycle, co-generation) have been observed with gas turbines equipped with SCR technology, SCR can be seen as a proven technique to reduce NO_X emissions from gas-fired installations. As disadvantages of SCR, the pressure loss, and the connected loss in efficiency, as well as possible emissions of ammonia have to be taken into account in the integrated pollution prevention approach. According to [32, Rentz, et al., 1999], 20 mg/Nm^3 are achieved in California by using the SCR. At that site, NO_X emission values of 20 mg/Nm^3 and less have to be met since ambient air conditions are worse for most of the year due to an extremely high ozone concentration or continuous summer smog periods. In Japan and in Europe, 30-50 mg/Nm^3 for large gas turbines (>100 MW_{th}) can be achieved with natural gas firing.

The use of dry low NO_X systems in a gas turbine can achieve 9-42 ppmvd NO_X (15 % O_2), 9 - 50 ppmvd (15 % O_2) for gas. When using distillate as fuel, the use of dry low NO_X systems can achieve 42-90 ppmvd NO_X (15 % O_2), 20-30 ppmvd (15 % O_2) [190, Davis and Black, 2000].

The most important parameter governing the rate of NO_X formation in internal combustion engines is the gas combustion temperature. One method to reduce the combustion temperature is to lower the fuel/air ratio-the same specific heat quantity released by the combustion of the fuel is then used to heat up a larger mass of exhaust gases, resulting in a lower maximum combustion temperature and low NO_X emissions. This primary NO_X reduction measure called 'the lean-burn approach' is used in some gas fired engines. Spark-ignited lean-burn (SG) and dual fuel (DF) engines in gas mode are often equipped with an oxidation catalyst mainly for CO removal. The NMVOC (non methane volatile organic compound) emission from spark-ignited lean-burn gas (SG) and dual fuel (DF) engines in gas mode depend on the natural gas composition. Depending on the legislation in force and the composition of the natural gas, NMVOC secondary emission reduction techniques might, in some cases, be needed and oxidation catalyst for simultaneous CO and NMVOC reduction are then applied.

Installation	Used fuel oil or SO_2	NO_X (as NO_2)* (mg/Nm^3)	Average dust (ISO 9096 or equivalent other method)	Remarks
Gas diesel, Gas mode	natural gas main fuel, pilot fuel: heavy fuel oil (2.9 wt-% S, 0.05 wt-% ash, 9 wt-% micro carbon residue)	1584-1612	10 … 13	120 MWe power plant in Asia
Spark ignited gas engine, (SG)	N/A	161-190	N/A	5 MWe plant in Northern Europe
Spark ignited gas engine, SG (low NO_X tuned)	N/A	71-83	N/A	40 MWe plant in Americas. Fuel consumption about 3 % higher compared to 'normal' rated SG.
Spark-ignited gas engine, SG		5 - 13		SCR (15 % O_2)
Dual fuel engine - gas mode - LFO mode	<0.05 wt-% S, <0.01wt-% ash	147-177 1531-1751	N/A 6-27	5 MW_e plant in Northern Europe
* NO_X emission given at 0ºC, 101.3 kPa at 15 vol-% O_2, dry gas				

Table 7.26: NO_X emissions for steady state full engine load [192, TWG, 2003]

The efficient combustion of gaseous fuels does not generate particulates. However, the local effects dominates the inlet particulate levels that may affect turbines [191, GE, 2002].

Combustion technique	Capacity (MW_{th})	Emission reduction measures	Emissions to air (mg/Nm^3)			Remarks
			NO_X	Dust	CO	
Gas-fired boiler	50-100		60-93	2-5.4	7-14	All these values are in mg/Nm^3 at 3 % O_2. Smaller industrial boilers in the 20-50MW(th) range has been reported that can achieve emission limits of around 140 mg/m^3 at 3% oxygen, dry gas basis, 273K
		without reduction measures	300		100	
		primary measures	150		100	
			150-200			
	100-300					
	>300		60-180			
Gas turbine combined cycle combustion (natural gas)	>50	SCONOX	<6		<1.1 mg/Nm^3 (1ppm)	Retrofitted to an existing 32 MW_e co-generation unit and a small 5 MW_e gas turbine, both operated in the US Technique can be applied to plants over 50 MW_{th}
	50-100					NO_X levels of less than 50 mg/Nm^3 are achieved
	100-300	Pm (DLN)	18-41.6		0.1-11.3	NO_X levels of less than 50 mg/Nm^3 are achieved
		Pm (water injection)	80-200		<50	
	>300	Pm (DLN)	<30		<30	This plant has also applied an SCR system which is no longer in operation because of the high performance of the DLN technology
		Pm (two stage LNB)	47-73		6-60	
		Pm/SCR	33	<1	30	<2
Gas turbine offshore	50-100		65-355		<8-668	Gas turbines 41.9-79 MW_{th} burning North Sea crude natural gas
Gas turbine fired with natural gas	50-100	Pm (water injection)	30-57	5 - 7	<30	At 15 % O_2
		DLN	18-35			At 15 % O_2
		Pm (water injection)	50-90			At 15 % O_2
	100-300					
	>300	DLN	50			

Notes:
Pm (..) Primary measures to NO_X emissions DLN Dry low NO_x combustion chamber SCR Selective catalytic reduction

Table 7.27: Emissions to air from gaseous-fuel-fired combustion plants

7.3.5 Emissions to water

The operation of gas-fired boilers and turbines leads to the following specific waste water:

- **scrubbing leakage and rinsing water:** the scrubbing, leakage and rinsing water will be carried off to the sewer via an oil separator. The amount will normally be about 0.1 m^3/h. It can be contaminated with oil. A peak amount of 150 m^3/h occurs if the pipelines have to be flushed. The contamination would then consist mainly of sediment. Oil is not expected. Gas turbine compressors need to be cleaned about four times a year with water and detergent. The type of detergent is not yet established. When the detergent used is biologically degradable it is discharged to the surface water. If heavy metals are present, the water is collected and disposed of off-site by an authorised contractor
- **boiler water blowdown:** the boiler water that is drained from the boiler for maintenance purposes will be collected and could be treated in a neutralisation basin. After neutralisation the water will be discharged to the surface water. The boiler water is demineralised water with supplementary chemicals. The boiler should be drained once a year. The salt content in the water/steam circuit should remain below a certain value to prevent depositions in evaporation and over-heating pipes and to prevent accelerated corrosion. To keep the salt level in the specified range, boiler water is regularly (if necessary) blown down from the drum to the cooling water system. Consequently, the blowdown water will contain low salt concentrations
- **blowdown from demineralisation installation:**

7.3.6 Combustion and other plant residues

Solid and liquid residues: only small quantities of solid and liquid residues are produced by the operation of gas turbines and gas fired boilers. Most of the residues will be the product of subsidiary activities, such as maintenance and water treatment. The waste substances associated with these subsidiary activities may include scrap metal, used oil, packaging materials, liquids used to wash down the compressors/gas turbines, ion exchangers, and activated carbon.

Used oil: normally the turbine control oil and lubricating oil will be changed every ten years. They may also be changed shortly after commissioning. The quantity of oil involved on each occasion will be about 30000 to 40000 l per unit of 400 MW_e.

Cleaning liquids: the liquids used to wash the compressors and turbines will be synthetic detergents dissolved in water. These liquids will be used periodically to remove dirt and grease deposits from the blades; cleaning will take place during shutdown periods. The resulting dirty liquids have to be sent to an authorised processor. The total quantity of such liquids produced is estimated to be 7 m^3 per unit each time offline cleaning is performed (four times a year).

Demineralised water chemicals: the demineralised water installation will produce waste chemicals and resins. If an ion exchange installation is used, the chemicals used, are chloric acid and caustic soda. The salts will normally be discharged into the surface water after neutralisation. The resins have to be changed once every three to five years. The amounts of chemicals used and the waste resins depend on the kind of installation, the raw water quality and the amount of demineralised water produced.

7.3.7 Noise emission

Most EU countries have their own environmental noise regulations, which have to be met.

Typically, the noise criteria is based on different area types: land use (residential, commercial, industrial, etc.) A further common practice is to use different quantities for day and night, especially for residential areas (night is typically between 22.00 hrs and 07.00 hrs). Industrial areas usually have only onequantity: if the power plant is a base load plant, the night time (if stipulated) value is used as the design basis.

The environmental noise requirement is defined with a noise receptor outside the project property boundary line. Also existing background noise must be taken into account when defining the noise impact from a new power plant.

The determination of reasonable noise requirements is necessary to avoid needless costs. For example, if the background noise in an industrial area is already 70 dB(A) it does not give any added value to design a plant for a 60 dB(A) noise impact or lower. For noise within the plant-in areas where the noise level exceeds 85 dB(A) ear protection must be used and these areas must be clearly marked. In other locations where people may stay for longer periods, the noise level should be able to be lowered if needed.

The main noise sources of thermal power plants are: fans (including inlets, outlets, stacks and enclosures), pumps, turbines, steam systems, buildings (including windows and ventilation systems), cooling towers and transformers (audible tones 100 Hz and harmonics).

7.4 Zu betrachtende Techniken bei der Bestimmung von BVT für die Verbrennung von gasförmigen Brennstoffen

Dieses Kapitel behandelt Techniken, die zur Bestimmung von BVT zwecks Vermeidung oder Verminderung von Emissionen durch Verbrennen von gasförmigen Brennstoffen sowie Maßnahmen zur Erhöhung des thermischen Wirkungsgrads in Betracht gezogen werden. Sie sind gegenwärtig alle kommerziell verfügbar. Die in Betracht zu ziehenden Techniken werden in diesem Kapitel allgemein dargestellt, doch wird für die meisten Techniken im Kapitel 3 eine ausführliche Beschreibung gegeben, und zu einigen Techniken werden im Kapitel 0 Beispiele angeführt, um im Einzelnen die Umweltleistung dieser Techniken unter ‘realen Bedingungen’ zu veranschaulichen. Prinzipiell gelten die allgemein im Kapitel 3 beschriebenen Techniken auch weitgehend für die Verbrennung von gasförmigen Brennstoffen und sollten allgemein auch als Techniken angesehen werden, die bei der BVT-Bestimmung in Betracht gezogen werden.

Um doppelte Ausführungen im gesamten Dokument zu vermeiden, wird auf das Kapitel Environmental Management Systems (EMS) in Unterpunkt 3.15 verwiesen.

7.4.1 Techniken zur Lieferung und zum Lagern gasförmiger Brennstoffe und flüssiger Zusatzmittel

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	medienüber-greifende Aus-wirkungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüstungs-fähig				
Einsatz einer Entspannungsturbine zur Rückgewinnung des Energie-inhalts der durch Gasleitungen gelieferten Druckgase	Effizientere Energienutzung	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Brennstoffvorwärmung durch Rückgewinnung des Energieinhalts der Abgase							
Regelmäßig Prüfungen der Gasliefervorrichtungen und Leitungen	Verminderte Risiken von Brandgefahren						
Versiegelte Oberflächen mit Abflusssystemen (einschl. Ölabscheider zur Vermeidung von Wasser- und Erdkontamination durch Schmieröl)	Vorbeugung von Boden- und Grundwasser-kontamination	möglich	möglich	groß	keine	Kosten für Abwasser-aufberei-tung	Aufgefange-nes Abwasser ist in einem Absetzbecken zu behandeln
Im Fall von SCR - Lagerung von Ammoniak als Ammoniaklösung	Höhere Sicherheit	möglich	möglich	groß	geringeres Risiko als bei Lagerung von unter Druck verflüssigtem Ammoniak	nicht verfügbar	

Tabelle 7.28: Techniken für die Lieferung und Lagerung von gasförmigem Brennstoff und flüssigen Zusatzstoffen

7.4.2 Techniken zur Erhöhung des Wirkungsgrads von mit gasförmigen Brennstoff befeuerten Kesseln und Turbinen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienüber-greifende Aus-wirkungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüs-tungsfähig				
Feuerungszyklus							
Kraft-Wärme-Kopplung (KWK)	Erhöhter Wirkungsgrad (Brennstoffausnutzung)	möglich	begrenzt	groß			
Brennstoffvorwärmung durch Nutzung von Abwärme	Erhöhter Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	
Einsatz fortschrittlicher Materialien um höhere Betriebstemperaturen und dadurch erhöhte Wirkungsgrade der Dampfturbine zu erreichen	Erhöhter Wirkungsgrad	möglich	nicht möglich	bei neuen Anlagen angewandt	keine	nicht verfügbar	Die Verwendung fort-schrittlicher Materialien gestattet höhere Drücke und Temperaturen
Doppelte Zwischenüberhitzung	Erhöhter Wirkungsgrad	möglich	nicht möglich	meist bei neuen Anlagen angewandt	keine	nicht verfügbar	
Regenerative Speise-wassererwärmung	Erhöhter Wirkungsgrad	möglich	manchmal möglich		keine	nicht verfügbar	
fortschrittliche rechnergestützte Regelung der Feuerungsbedingungen für Emissionsminderung und Kesselleistung	Erhöhter Kessel-Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß	keine	anlagen-spezifisch	
Wärmespeicherung		möglich	möglich			nicht verfügbar	Erhöht die mittels KWK-Betrieb erzeugte Energie
Vorwärmen der Verbrennungsluft	Erhöhter Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	Falls Vorwärmtemperatur höher ist als 150 ºC, tendieren NO_X-Emissionen zur Erhöhung
Gasturbinen							
fortschrittliche rechnergestützte Steuerung der Gasturbine und des nachgeordneten Abhitzekessels	Erhöhter Kessel-Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß	keine	anlagen-spezifisch	
Verwendung fortschrittlicher Materialien zwecks hoher Betriebstemperaturen und Drücke und daher erhöhter Wirkungsgrad der Dampfturbinen	Erhöhter Wirkungsgrad	möglich	Nicht möglich	bei neuen Anlagen angewandt	keine	nicht verfügbar	Die Verwendung fortschrittlicher Materialien gestattet höhere Drücke und Temperaturen

Tabelle 7.29: Techniken zur Erhöhung des Wirkungsgrades von mit gasförmigem Brennstoff befeuerten Kesseln und Turbinen

7.4.3 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von NO_X- und CO-Emissionen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfah-rungen	Medienüber-greifende Aus-wirkungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüs-tungsfähig				
gasbefeuerte Kessel							
geringe Überschussluft	Minderung von NO_X und erhöhter Wirkungsgrad	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	
Abgasrückführung	Minderung von NO_X	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	
Low-NO_x -Brenner für gasbefeuerte Kessel	Minderung vonNO_X	möglich	möglich	groß			Ältere Anlagen können Probleme haben wegen der Flammenlänge der modernen Low-NO_X-Brenner
Selective catalytic reduction (SCR)	Minderung vonNO_X	möglich	möglich	groß	Ammoniak-schlupf	anlagen-spezifisch	
Gasturbinen							
Direkte Dampfeindüsung	Minderung von NO_X	-	möglich	groß			
Direkte Wassereinspritzung	Minderung von NO_X	-	möglich	groß		Table 7.2	
Trockene Low-NO_X -Brennkammer	Minderung von NO_X	Standard	ja nach der spezifischen Gasturbine	groß		Table 7.2	Heute nutzen fast alle neuen industriel-len Gasturbinen trockene Low-NO_X (DLN) Systeme. Falls Konvertierung von alten GT möglich ist, können die Kosten sehr hoch sein, bis zu 50% der Kosten einer neuen Turbine
Selective catalytic reduction (SCR)	Minderung von NO_X	möglich	möglich	groß	Ammoniak-schlupf	Table 7.2	je nach spezifischer Situation
CO-Oxidationskataly-sator	Minderung (Konvertierung) von CO zu CO_2	möglich	möglich	groß			je nach spezifischer Situation
Katalytische Verbrennung	Minderung von NO_X	möglich	-	nein	kein Ammoniak-Schlupf	Table 7.2	Die katalytische Verbrennungstechnologie ist eine viel versprechende Technologie, deren kommerzielle Nutzung in den USA gerade beginnt. Informationen von den Herstellern basieren allgemein nicht ‘praktischen Betriebserfahrungen der Anlagen. Sehr geringe NO_X Emission bis zu etwa 5-6 mg/Nm^3 geschätzt.

Tabelle 7.30: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von NO_X- und CO-Emissionen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienüber-greifende Aus-wirkungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüs-tungsfähig				
Ortsfeste Gasmotoren							
Selektive katalytische Reduktion (SCR)	Minderung von NO_X	möglich	möglich	groß	Ammoniak-Schlupf	anlagen-spezifisch	
Mager-Motor-Konzept	Minderung von NO_X	möglich	nicht möglich	groß			Fremdzündungs-Magermotoren (SG) und Zweistoffmotoren (DF) haben im Gasbetrieb oft einen Oxidationskatalysator vor allem zur CO-Eliminierung. Die NMVOC- Emission von Fremdzündungs-Magermotoren (SG) und Zweistoffmotoren (DF) bei Gasbetrieb sind von der Zusammensetzung des Erdgases abhängig.

Tabelle 7.31: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von NO_X - und CO-Emissionen

7.4.4 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienübergreifende Auswirkungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüstungs-fähig				
Regenerierung von Entsalzungsanlagen und Kondensataufbereitern							
Neutralisation und Sedimentation	verminderte Abwasserableitung	möglich	möglich	groß	Schlamm muss zur Entsorgung entwässert werden	anlagen-spezifisch	
Elutriation							
Neutralisation		nur bei alkalischem Betrieb		groß		anlagen-spezifisch	
Waschen von Kesseln, Gasturbinen, Luftvorwärmern und Abscheidern							
Neutralisation und geschlossener Kreis-lauf oder Ersatz durch trockene Reini-gungsmethoden, wo technisch möglich	verminderter Abwasser-austrag	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	
Oberflächenablaufwasser							
Sedimentationen oder chemische Aufbereitung und interne Wiederverwendung	verminderter Abwasser-austrag	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	

Tabelle 7.32: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen

7.4.5 Zu betrachtende Techniken zur Bestimmung von BVT für installierte Anlagen im Küstenmeer

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrun-gen	Medienüb ergrei-fende Auswir-kungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüs-tungsfähig				
Kraft-Wärme-Kopplung (KWK)	erhöhter Wirkungsgrad	möglich	begrenzt	begrenzt			Kraft-Wärme-Kopplung ist auch geeignet für Anlagen auf Plattformen vor Küsten, aber der erforderliche Platz muss verfügbar sein, und Zusatzgewicht muss berücksichtigt werden.
Energieintegration mehrerer Felder oder Plattformen	Bessere Nutzung von Energieerzeu-gungstechnik und daher geringer Emissionen	sehr abhängig von spezifischem Standort der Plattformen im Küstenmeer und Ölfeld		begrenzt		Größeres Investment	weitere Informationen sind Beispiel 7.2.4.2 zu entnehmen
Optimierung von Energiever-brauchsanlagen	Geringerer Energie-verbrauch bedeutet weniger Emissionen	möglich	möglich	groß			
Parametrische Modellierung	Optimierung von Turbinenbetrieb und daher vermin-derte Emissionen	möglich	möglich	groß			
Direkte Dampf- Eindüsung	Minderung von NO_X	möglich	möglich				Wasser muss mindestens Qualität von ‘Hochdruck-Kessel-Speisewasser’haben, und diese Qualität und Mengen sind gewöhnlich nicht bei Anlagen im Küstenmeer verfügbar
Direkte Wasser-Eindüsung	Minderung von NO_X	möglich	möglich				
NO_XRED-GT	Minderung von NO_X	möglich	möglich				
PEMS (parametric emission monitoring system)	Bessere Emissions-überwachung	möglich	möglich	groß			
Cheng-Dampf-Eindüsungszyklus	zugleich NO_X-Min derung und Erhöhung des Wirkungsgrads						

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrun-gen	Medienüb ergrei-fende Auswir-kungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüs-tungsfähig				
Trockne Low - NO_X-Brenn-kammer (DLN)	Minderung von NO_X	Standard-technik für neue Gastur-binen	möglich, verfügbar als Retrofit-Paket, aber nicht für alle Turbi-nentypen	DLN wurde noch nicht oft bei Gas-turbinen im Küsten-meer angewendet			DLN-Techniken werden häufiger bei mechanischen Antrieben angewendet. Grund: 44 % der Strom erzeugenden Gasturbinen im Küstenmeer sind Zweistoff-Anlagen. Für Turbinen mit kombinierten Mager-Vormisch- und Flüssigbrennstoff-Betrieb liegen noch keine Felderfahrungen vor; daher keine Nutzung für solche Turbinen
Magergemisch-Konzept	Minderung von NO_X	möglich	nicht möglich	groß			
Selective catalytic reduction (SCR)	Minderung von NO_X				Ammo-niak-Schlupf	anlagen-spezifisch	Aufgrund von Platzbedarf und Gewicht eines solchen Systems und besonders von Gesund-heits- und Sicherheitsproblemen durch Lagerung und Handhabung von Ammoniak auf Plattform im Küstenmeer wird diese Technik nicht genutzt und wird nicht in Betracht gezogen gegenwärtig besonders bei Feuerungsanlagen im Küstenmeer .
Cheng-Dampf-Eindüsungszyklus	zugleich NO_X-Min derung und Erhöhung des Wirkungsgrads	möglich					

Tabelle 7.33: Zu betrachtenden Techniken bei der Bestimmung von BAT für Anlagen vor der Küste

7.5 Beste Verfügbare Techniken (BVT) für die Verbrennung von gasförmigen Brennstoffen

Zum besseren Verständnis dieses Kapitels wird das Augenmerk des Lesers zurück auf das Vorwort in diesem Dokument gelenkt, insbesondere auf den fünften Abschnitt: “Hinweise zum Verständnis und Benutzen dieses Dokuments”. Die Techniken und zugehörigen Emissions- und/oder Verbrauchswerte oder Wertebereiche, die in diesem Kapitel dargestellt werden, wurden mithilfe eines iterativen Prozesses eingeschätzt, der aus folgenden Schritten besteht:

- Bestimmung der Schlüsselprobleme des Umweltschutzes in dem Sektor, d.h. Emissionen in die Luft und das Wasser, thermischer Wirkungsgrad und Verbrennungsrückstände
- Prüfung der relevantesten Techniken für die Lösung dieser Schlüsselprobleme
- Bestimmung der besten Umweltleistungswerte auf der Basis der verfügbaren Daten in der Europäischen Union und weltweit
- Prüfung der Bedingungen, unter denen diese Leistungswerte erreicht wurden, wie beispielsweise Kosten, medienübergreifende Auswirkungen, hauptsächliche Beweggründe zur Einführung dieser Techniken
- Auswahl der Besten Verfügbaren Techniken (BVT) und der zugehörigen Emissions- und/oder Verbrauchswerte für diesen Sektor allgemein gemäß Artikel 2(11) und Anhang IV der Richtlinie.

Die fachliche Bewertung durch das europäische IPPC-Büro und die relevante Technische Arbeitsgruppe (TWG) hat bei jedem dieser Schritte und der Art, wie die Informationen hier dargestellt werden, eine Schlüsselrolle gespielt.

Aufgrund dieser Einschätzung werden die Techniken und, soweit es möglich ist, die Emissions- und Verbrauchswerte in Verbindung mit der Benutzung der BVT in diesem Kapitel dargestellt, die als insgesamt für diesen Sektor geeignet erachtet werden und in vielen Fällen die momentane Leistungsfähigkeit einiger Anlagen innerhalb des Sektor widerspiegeln. Sofern die “mit den Besten Verfügbaren Techniken verbundenen” Emissions- oder Verbrauchswerte beschrieben werden, ist darunter zu verstehen, dass diese Werte die Umweltleistung repräsentieren, die als Ergebnis der beschriebenen Techniken in diesem Sektor erachtet werden könnte, wobei auf die Ausgewogenheit zwischen damit verbundenen Kosten und Nutzen gemäß der BVT-Definition zu achten ist. Sie stellen jedoch weder Emissionsgrenzwerte noch Verbrauchsgrenzwerte dar und sollten nicht als solche aufgefasst werden. In einigen Fällen kann es technisch möglich sein, bessere Emissions- oder Verbrauchswerte zu erzielen, aber aufgrund der diesbezüglichen Kosten oder medienübergreifenden Auswirkungen werden sie nicht als geeignete BVT für den gesamten Sektor erachtet. Diese Werte können jedoch in spezifischeren Fällen als gerechtfertigt betrachtet werden, wenn besondere Triebkräfte wirken.

Die Emissions- und Verbrauchswerte in Verbindung mit der BVT-Anwendung sind im Zusammenhang mit spezifischen Referenzbedingungen zu sehen (z.B. Mittelungszeiträume).

Das oben beschriebene Konzept der “Werte in Verbindung mit den BVT“ muss von dem an anderer Stelle in diesem Dokument benutzten Terminus „erreichbarer Wert“ unterschieden werden. Wenn ein Wert als "erreichbar" bezeichnet wird unter Anwendung einer besonderen Technik oder Kombination von Techniken, so sollte das als Wert verstanden werden, dessen Erreichbarkeit über einen wesentlichen Zeitraum mittels einer gut gewarteten und betriebenen Anlage oder eines Verfahrens mithilfe dieser Techniken zu erwarten ist.

Sofern sie verfügbar sind, wurden Angaben über Kosten zusammen mit der Beschreibung der Techniken in den vorherigen Kapiteln gemacht. Sie vermitteln eine grobe Vorstellung über die Höhe der damit verbundenen Kosten. Jedoch hängen die tatsächlichen Kosten für die Anwendung einer Technik stark von der speziellen Situation ab z.B. hinsichtlich der damit verbundenen Steuern, Abgaben und den technischen Merkmalen der jeweiligen Anlage. Es ist nicht möglich, diese standortspezifischen Faktoren vollständig in diesem Dokument zu bewerten. Angesichts fehlender Angaben zu den Kosten können Schlussfolgerungen über die Wirtschaftlichkeit der Techniken aus Beobachtungen der vorhandenen Anlagen gezogen werden.

Es ist beabsichtigt, dass die allgemeinen BVT in diesem Kapitel als Bezugspunkt dienen, anhand dessen die gegenwärtige Leistung einer vorhandenen Anlage bewertet oder eine Empfehlung für eine neue Anlage beurteilt werden kann. Auf diese Art unterstützen sie die Bestimmung geeigneter ‘BVT-basierter’ Bedingungen für die Anlage oder die Einrichtung allgemein verbindlicher Regeln gemäß Artikel 9(8). Es ist vorgesehen, neue

Anlagen so auszulegen, dass ihre Leistung den hier angegebenen allgemeinen BVT-Werten entsprechen oder sogar besser sind. Es wird auch in Betracht gezogen, dass die Leistung vorhandener Anlagen sich den allgemeinen BVT-Werten nähern oder sie übertreffen könnte, je nach der technischen und ökonomischen Anwendbarkeit der Techniken in jedem Fall.

Obwohl die BVT-Referenzdokumente keine rechtsverbindlichen Normen darstellen, gelten sie als maßgebliche Informationen für die Industrie, die Mitgliedstaaten und die Öffentlichkeit über erreichbare Emissions- und Verbrauchswerte bei der Anwendung spezieller Techniken. Die geeigneten Grenzwerte für einen spezifischen Fall müssen unter Berücksichtigung der Zielstellungen der IVU-Richtlinie und örtlicher Faktoren festgelegt werden.

Um Doppelaussagen in diesem Dokument zu vermeiden, wird auf die BVT über das Umweltschutz-Management System (EMS) im Unterpunkt 3.15.1 verwiesen.

7.5.1 Liefern und Lagern von gasförmigen Brennstoffen und Zusatzstoffen

Die BVT zur Vermeidung von Schadstoffemissionen bezüglich des Lieferns und Umschlagens von gasförmigen Brennstoffen sowie des Lagerns und Umschlagens von Zusatzstoffen wie beispielsweise Ammoniak usw. sind in der Tabelle 7.34 zusammengefasst.

Material	Umweltaus-wirkung	BVT
Erdgas	Diffuse Emissionen	• Anwendung von Heizgas-Leckkontroll-Systemen und Alarm-vorrichtungen
	Effiziente Nutzung natürlicher Ressourcen	• Anwendung von Entspannungsturbinen zur Rückgewinnung des Energieinhalts von unter Druck stehenden gasförmigen Brennstoffen • Brennstoffvorwärmung mithilfe von Abwärme vom Kessel oder von der Gasturbine
Reines flüssiges Ammo-niak (falls benutzt)	Gesundheits- und Sicherheitsrisiken aufgrund von Ammoniak	• zur Beförderung und Lagerung von reinem flüssigem Ammoniak sollten Druckbehälter für reines flüssiges Ammoniak >100 m^3 in Doppelwandausführung unterirdisch errichtet werden; Behälter von 100 m^3 und kleiner sollten bei der Herstellung spannungsfrei geglüht werden • vom Sicherheitsstandpunkt aus ist der Gebrauch einer Ammonia-Wasser-Lösung weniger riskant als das Lagern und Befördern von reinem flüssigem Ammoniak.

Tabelle 7.34: BVT zum Liefern und Umschlagen von gasförmigen Brennstoffen

7.5.2 Thermischer Wirkungsgrad bei mit gasförmigen Brennstoffen befeuerten Anlagen

Zur Verminderung von Treibhausgasen und insbesondere von CO_2-Emissionen durch Gasfeuerungen wie z.B. Gasturbinen, Gasmotoren und gasbefeuerten Kesseln sind die besten verfügbaren Optionen vom heutigen Standpunkt gesehen die Techniken und betrieblichen Maßnahmen zur Erhöhung des thermischen Wirkungsgrades der Anlage. Sekundärmaßnahmen wie z.B. CO_2-Abtrennung und -Entsorgung wie im Anhang 10.2 dieses Dokuments beschrieben befinden sich in einem sehr frühen Entwicklungsstadium. Diese Techniken in Entwicklung könnten künftig verfügbar sein, aber sie können noch nicht als BVT betrachtet werden.

Die Energieeffizienz wird als Wärmeverbrauchswert (Brennstoff-Eingangsenergie/Energieleistung an der Kraftwerksgrenze) und als Kraftwerkswirkungsgrad betrachtet, welcher den Kehrwert des Wärmeverbrauchswertes darstellt, d.h. erzeugte Energie/Brennstoff-Eingangsenergie in Prozent. Die Brennstoffenergie wird als unterer Heizwert gemessen.

Für Gasfeuerungen sind der Einsatz von GuD-Anlagen (Gasturbinen) sowie Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) technisch die effizientesten Möglichkeiten zur Erhöhung der Energieeffizienz (Brennstoffausnutzung) eines

Energieversorgungssystems. Die Kombiprozesstechnologie (GuD) und die Kraft-Wärme-Kopplung gelten daher als vorrangige BVT-Option, d.h. wenn der lokale Wärmebedarf ausreichend hoch ist, um den Bau eines solchen Systems zu rechtfertigen. Die Anwendung fortschrittlicher rechnergestützter Steuersysteme zwecks Erreichen einer hohen Kesselleistung mit verbesserten Feuerungsbedingungen zur Unterstützung der Emissionsminderung werden auch als BVT erachtet.

Eine Verbesserung des Wirkungsgrads kann auch durch Vorwärmung des Erdgases vor seiner Zuführung zu den Brennkammern oder Brennern erzielt werden. Die Wärme kann von Niedrigtemperaturquellen entnommen werden wie z.B. Abgasen von Kühlprozessen oder anderen regenerativen Verfahren.

Mit Gasmotoren betriebene Kraftwerke eignen sich sowohl zur dezentralisierten Kraft-Wärme-Erzeugung (KWK) sowie für Anwendungen mit größerer Grundlast. Der BVT-bezogene Gesamtwirkungsgrad beträgt bis zu 60-70 % bei Niederdruckdampferzeugern. Durch Zusatzfeuerung (d.h. wenn der Sauerstoffgehalt des Abgases der Anlage als hauptsächliche 'Verbrennungsluft' im Brenner dient) kann eine große Menge des Niederdruck- oder Hochdruckdampfs auf effiziente Weise erzeugt werden. Bei der Warmwassererzeugung (mit Vorlauftemperaturen i.d.R. zwischen 80-120 ºC) kann eine Gesamtwirkungsgrad (Brennstoffausnutzung) bis zu 90 % im Gasbetrieb als BVT angesehen werden, obwohl das stark vom Anteil der bei der Anwendung wiedergewonnenen Kühlwasserenergie der Anlage abhängt. Heißes Wasser bis zu 200 ºC kann ebenso erzeugt werden, indem die im Abgas enthaltene Energie sowie eine Teil der Kühlenergie der Anlage genutzt werden. Ein weiterer Vorteil ist der hohe thermische Wirkungsgrad (d..h. niedriger Brennstoffverbrauch und folglich geringe spezifische CO_2-Emissionen) der Anlagen. Der BVT-bezogene elektrische Wirkungsgrad (an den Generatorausgängen) liegt zwischen ca. 40 bis 45 % (je nach Größe der Anlage) und ist berechnet auf der Grundlage des unteren Heizwertes des Brennstoffs.

Bei bestehenden Anlagen können eine Reihe von Ertüchtigungs- und Aufrüstungstechniken angewandt werden, um den thermischen Wirkungsgrad zu verbessern. Die technischen Maßnahmen, die im Unterpunkt 2.7.8 beschrieben sind, sollten als Teil von BVT-Optionen Berücksichtigung finden, um den Wirkungsgrad bestehender Anlagen zu verbessern. Durch Anwendung der Techniken und Maßnahmen, die im Unterpunkt 7.4.2, aufgeführt sind, zur Verbesserung des Wärmewirkungsgrads wie doppelte Zwischenüberhitzung und Einsatz fortschrittlichster Hochtemperaturmaterialien für Gasturbinen und Kessel, können Energieeffizienzwerte in Verbindung mit der BVT-Anwendung erreicht werden wie sie Tabelle 7.35 zusammenfasst.

Zusätzlich müssen auch die folgenden Maßnahmen in Betracht gezogen werden, um den Wirkungsgrad zu erhöhen:

- Verbrennung: Minimierung der Wärmeeinbuße aufgrund unverbrannter Gase
- höchst mögliche Druck- und Temperaturwerte des Arbeitsmediums Gas oder Dampf
- größtmöglicher Druckabfall am Niederdruckende der Dampfturbine durch die niedrigste mögliche Temperatur des Kühlwassers (Frischwasserkühlung) für Kessel und GuD-Anlagen
- Minimierung des Abgaswärmeverlustes (Anwendung von Restwärmeerhitzung oder Fernheizung)
- Minimierung des Wärmeverlustes durch Ableitung und Abstrahlung mittels Dämmmaterial
- Minimierung des Eigenenergieverbrauchs durch entsprechende Maßnahmen wie z.B. Beseitigung der Verschlackung des Verdampfers, größerer Wirkungsgrad der Speisewasserpumpe usw.)
- Vorheizung des Brenngases und/oder des Kesselspeisewassers mit Dampf
- Verbesserung der Schaufelgeometrie der Turbinen

Es gab eine abweichende Ansicht seitens der Industrie hinsichtlich der Maßnahmen zur Verbesserung des Wirkungsgrads bei GuD-Anlagen, weil die empfohlenen Maßnahmen nur eine marginale Verbesserung für den Wirkungsgrad bei der Kraft-Wärme-Kopplung zeitigen. Es sollte beachtet werden, dass Verbesserungen des Wirkungsgrads von Gasturbinen zur Verschlechterung des Wirkungsgrads des Dampfkreislaufs führen können. Aus diesem Grunde ist die Verbesserung des Wirkungsgrads des gesamten Kreislaufs geringer als lediglich die Verbesserung des Wirkungsgrads der Gasturbine. Angesichts der vorgenannten Begründung ist die Industrie der Meinung, dass die empfohlenen Maßnahmen nicht mit in den endgültigen Entwurf für das BVT-Merkblatt Großfeuerungsanlagen (GFA) einbezogen werden sollte.

Anlagentyp	Elektrischer Wirkungsgrad (%)		Brennstoff -nutzung (%)	Hinweise
	neue Anla-gen	bestehen-de Anlagen	neue und bestehende Anlagen	
Gasturbine				
Gasturbine	36-40	32-35	-	
Gasmotor				
Gasmotor	38-45		-	
Gasmotor mit Abwärmenutzung im KWK-Betrieb	>38	>35	75-85	Der große Wertebereich der Energie-effizienz von KWK-Anlagen hängt großenteils von der spezifischen Situation und dem örtlichen Bedarf an Strom und Wärme ab.
Gasbefeuerter Kessel				
Gasbefeuerter Kessel	40-42	38-40		
GuD				
GuD mit oder ohne zusatzbefeuertem Abhitzekessel nur zur Stromerzeugung	54-58	50-54	-	
GuD ohne zusatzbefeuertem Abhitzekessel, KWK-Betrieb	<38	<35	75-85	Der große Wertebereich der elektrischen und Energieeffizienz von KWK-Anlagen hängt großenteils von der spezifischen Situation und dem örtlichen Bedarf an Strom und Wärme ab. Bei GuD-Betrieb im KWK-Betrieb enthält die Energieeffizienz den Anteil des elektrischen wirkungsgrades und sollte stets im Zusammenhang gesehen werden, um den insgesamt besten exer-getischen Wirkungsgrad zu erzielen.
GuD mit Zusatzfeue-rung im KWK-Betrieb	<40	<35	75-85	

Tabelle 7.35: Wirkungsgrad von Gasfeuerungen in Verbindung mit BVT-Anwendung (basierend auf ISO-Bedingungen)

Es sollte bedacht werden, dass diese BVT-Werte nicht unter allen Betriebsbedingungen erreicht werden. Die Energieeffizienz ist im Auslegungspunkt der Anlage am höchsten. Die tatsächlichen Werte der Energieeffizienz während des Betriebszeitraums der Anlagen können aufgrund der Laständerungen im Betrieb, der Brennstoffqualität usw. niedriger liegen. Die Energieeffizienz hängt auch vom Kühlsystem des Kraftwerks und vom Energieverbrauch des Abgasreinigungssystems ab. Es sollte auch erkannt werden, dass hoch effiziente Gasturbinensysteme Probleme mit sich bringen können wie z.B. Vibrationen und kurzfristig höhere NO_X-Emissionen.

7.5.3 Staub und SO_2-Emissionen aus mit gasförmigen Brennstoffen befeuerten Anlagen

Bei gasbefeuerten Anlagen mit Erdgas als Brennstoff sind die Emissionen von Staub und SO_2 sehr gering. Die Emissionsniveaus von Staub bei Verwendung von Erdgas als Brennstoff liegen i.d.R. weit unter 5 mg/Nm^3, und die SO_2-Emissionen weit unter 10 mg/Nm^3 (15 % O_2), ohne Einsatz zusätzlicher technischer Mittel.

Falls andere industrielle Gase als Brennstoff verwendet werden wie z.B. Raffineriegas oder Hochofengas, ist eine Vorbehandlung durch Gasreinigungsverfahren durchzuführen (beispielsweise Gewebefilter), die als BVT zu betrachten ist, um den Staubgehalt sowie den Anfall von SO_2 im Abgas zu vermindern, da diese anderenfalls die Gasturbinen oder Motoren zerstören könnten. Wie bereits in dem BVT-Merkblatt „Raffinerien“ angegeben, ist es BVT, den H_2S-Gehalt des Raffineriegases auf 20-150 mg/Nm^3 zu mindern, das dann zu Emissionen von 5-20 mg SO_2/Nm^3 führt. Dieses Gas erzeugt keine Partikel-Emissionen. Im Hinblick auf Erdgasraffinerien wird auf das BVT-Merkblatt “Raffinerien” verwiesen.

7.5.4 NO_X- and CO-Emissionen aus mit gasförmigen Brennstoffen befeuerten Anlagen

Die Verminderung von Stickstoffoxiden (NO_X) gilt allgemein als BVT im Hinblick auf Gasturbinen, Gasmotoren und gasgefeuerte Kessel. Die diesbezüglichen Stickstoffverbindungen sind Stickstoffmonoxid (NO) und Stickstoffdioxid (NO_2), gemeinsam als NO_X bezeichnet.

Bei neuen Gasturbinen sind Low-NO_X-Vormisch-Brenner (DLN) BVT. Die meisten bestehenden Gasturbinen können auf die trockene Low-NO_X-Vormisch-Brenner-Technik (DLN) umgestellt werden, jedoch kann mitunter die Nutzung von Wasser- und Dampf-Eindüsung eine bessere Lösung bieten. Die Entscheidung darüber muss von Fall zu Fall getroffen werden.

Eine Reihe von Gasturbinen und Gasmotoren, die in Europa, Japan und den USA betrieben werden, wenden auch SCR zur Verminderung von NO_X-Emissionen an. Neben der Low-NO_X-Vormisch-Brenner-Technik (DLN) und der Wasser- und Dampf-Eindüsung wird SCR auch als Teil der BVT-Schlussfolgerung erachtet. Bei neuen Gasturbinen können die DLN-Brenner als Standardtechnik gesehen werden, so dass die Anwendung eines zusätzlichen SCR-Systems i.d.R. nicht notwendig ist. Zur weiteren Verminderung von NO_X kann SCR an Orten in Betracht gezogen werden, wo die lokalen Luftqualitätsnormen eine weitere Verminderung von NO_X-Emissionen erfordern im Vergleich zu den in Tabelle 7.37 festgelegten Bereichen (z.B. Betrieb in dicht besiedelten städtischen Gebieten). In der Tabelle 7.37 wurden Notstromaggregate nicht in Betracht gezogen.

Bei bestehenden Gasturbinen ist Wasser- und Dampf-Eindüsung oder die Umstellung auf die DLN-Technik BVT. Gasturbinen mit unverändertem Brennkammer-Design, aber mit höheren Eingangstemperaturen, weisen höhere Wirkungsgrade und höhere NO_X-Werte auf. In diesem Zusammenhang sollte beachtet werden, dass bei höherem Wirkungsgrad die spezifische NO_X-Emission pro kWh noch niedriger ist.

SCR-Nachrüstung ist technisch machbar, jedoch nicht wirtschaftlich bei bestehenden GuD-Anlagen, falls der Platzbedarf des nachgeschalteten Abhitzekessels nicht im Projekt vorgesehen war und daher nicht verfügbar ist.

Die Industrie äußerte die abweichende Ansicht, dass im Fall von GuD der Abhitzekessel modifiziert, d.h. demontiert und nachgerüstet, werden müsse, um die Einbeziehung eines SCR zu gestatten. Das würde die bereits hohen Investitionskosten für SCR weiter steigern. Ferner seien die Betriebs- und Wartungskosten eines SCR vergleichsweise hoch, und deshalb sei SCR nicht kosteneffektiv für bestehende GuD-Kombitechnik. Desweiteren erklärte die Industrie, dass SCR für Gasturbinen im einfachen Betriebsmodus nicht kosteneffektiv sei, weil a) die Gase abgekühlt werden müssten; Ein zusätzlicher Kühler sei erforderlich, um die Gastemperatur auf ein Niveau zu senken, das den SCR-Betrieb gestatte. Dieser Kühler steigere die bereits hohen Investitions- und Betriebskosten; und b) Gasturbinen im einfachen Betriebsmodus in Europa sind Spitzenlast-Anlagen, die nur im Notfall arbeiten. Die hohen Investitions-, Betriebs- und Wartungskosten machten die Integration eines SCR in eine Gasturbine wirtschaftlich undurchführbar.

Bei gasgefeuerten ortsfesten Motoranlagen ist das Magerkonzept BVT analog zur trocknen Low-NO_X-Technik, das bei Gasturbinen angewandt wird. Hierbei handelt es sich um ein integrales Verfahren, und es brauchen keine extra Reagenzien oder Wasser zur NO_X-Minderung vor Ort bereitgestellt zu werden. Da Gasmotoren manchmal mit einem SCR ausgerüstet sind, können diese Techniken auch als Bestandteil von BVT gelten. Zur Verminderung der CO-Emissionen wird der Einsatz von Oxidationkatalysatoren als BVT angesehen, mit den zugehörigen Emissionswerten bei Einsatz von Erdgas, die in der Tabelle 7.36. genannt werden. Falls andere gasförmige Brennstoff verfeuert werden wie z.B. Biogas oder Deponiegase, kann die CO- Emission aufgrund des eingesetzten spezifischen Brennstoffs größer sein.

Die NMVOC-Emissionen aus Fremdzündungsmotoren im Magerbetrieb sowie aus Zweistoff-Motoren im Gasbetrieb sind von der Zusammensetzung des Erdgases abhängig. NMVOC-Sekundärtechniken zur Emissionsminderung könnten in einigen Fällen erforderlich sein, und es kann ein Oxidationskatalysator zur simultanen CO- and NMVOC-Minderung eingesetzt werden. Unter 100 mg/Nm^3 (15 % O_2) gehaltene CO-Werte und Formaldehydwerte unter 23 mg/Nm^3 (15 % O_2) werden als BVT für einen gasgefeuerten Motor mit einem Oxidationskatalysator erachtet.

Eine BVT für die Minimierung von CO-Emissionen ist die vollständige Verbrennung beruhend auf einer entsprechenden Auslegung der Feuerung, mit hocheffektiven Überwachungs- und Prozesssteuerungstechniken sowie auf der Wartung der Feuerung. Neben den Verbrennungsbedingungen ist auch ein optimiertes System zur Emissionsminderung von NO_X in der Lage, die CO-Niveaus unter 100 mg/Nm^3 zu halten. Zusätzlich kann der Einsatz eines Oxidationskatalysators für CO als BVT betrachtet werden, wenn er in dicht besiedelten städtischen Regionen betrieben wird.

Die BVT-Schlussfolgerungen für die Vermeidung und Verminderung von NO_X und CO-Emissionen und die zugehörigen Emissionswerte sind in der Tabelle 7.36 und Tabelle 7.37 zusammengefasst. Abgase von Gasturbinen und gasbetriebenen Motoren enthalten i.d.R. ungefähr 11-16 Vol.-% O_2 und daher basieren die Emissionsniveaus im Hinblick auf die Anwendung von BVT für Turbinen und Motoren auf einem O_2-Niveau von 15 Vol.-% unter Normbedingungen als Referenzwert. Für gasgefeuerte Kessel wird 3 Vol.-% O_2 i.d.R. als Referenzwert benutzt. Die mit BVT verbundenen Emissionswerte beruhen auf Tagesmittelwerten unter Normbedingungen und in einer typische Lastsituation. Während Höchstlast- Anfahr- und Abfahrzeiten sowie bei Betriebsproblemen der Abgas-reinigungssysteme müssen kurze Spitzenwerte, die höher liegen können, berücksichtigt werden.

Anlagentyp	Emissionsniveau in Verbindung mit BVT (mg/Nm^3)		O_2-Wert (%)	BVT-Optionen zum Erreichen dieser Werte	Überwachung
	NO_x	CO			
Gasturbinen					
Neue Gasturbinen	20 - 50	5-100	15	Trocken-Low-NO_x-Vormisch-Brenner (Standardausrüstung für neue Gasturbinen) oder SCR	kontinuierlich
DLN für bestehende Gasturbinen	20 - 75	5 - 100	15	Trocken-Low-NO_x-Vormisch-Brenner als Nachrüstpakete, sofern verfügbar	kontinuierlich
bestehende Gasturbinen	50-90(1)	30 - 100	15	Wasser und Dampf-Eindüsung oder SCR	kontinuierlich
Gasmotoren					
Neue Gasmotoren	20-75(2)	30-100(3)	15	Low-NO_x-tuned und Oxidationskatalysator im Magerkonzept für CO oder SCR und Oxidationskatalysator für CO	kontinuierlich (4)
Neuer Gasmotor mit Abwärmenutzung im KWK-Betrieb	20-75(2)	30-100(3)	15	Low-NO_x-tuned und Oxidationskatalysator im Magerkonzept für CO oder SCR und Oxidationskatalysator für CO	kontinuierlich (4)
bestehende Gasmotoren	20-100 (2)	30-100(3)	15	Low-NO_x tuned	kontinuierlich (4)

1 Industrie und ein Mitgliedstaat forderten, dass die Wasser- oder Dampfmenge, die in eine bestehende Gasturbine eingedüst werden kann, begrenzt sei. Die Eindüsung großer Mengen von Wasser oder Dampf könne zur Beschädigung von Teilen des Gasturbine führen. Daher forderten sie, dass der Wertebereich durch 80-120 mg/Nm^3 zu ersetzen sei.

2 Die Industrie gab an, dass diese Bereiche nicht dem BVT-Ansatz entspreche. Der angeführte Grund war, dass der als BVT festgelegte Bereich derselbe sei wie der Ansatz laut American LAER (niedrigste erreichbare Emissionsrate). Die Industrie schlug einen an der Umweltqualität orientierten Ansatz vor, unter Berücksichtigung der Umgebung (Stadt / sonstige Bereiche). Das bedeutet, dass Kleinanlagen in städtischen Regionen Leaner BAT-Level haben als Großanlagen in städtischen Regionen. Die Industrie gab an, dass Werte von 190 mg/Nm^3 (15 % O_2) im Gasbetrieb das gesamte Emissionsoptimum darstelle, unter Berücksichtigung eines möglichst niedrigen Brennstoffverbrauchs und niedriger Emissionen von unverbrannten Gasen von CO, VOC usw. für gasbetriebene Fremdzündungsmotoren und Zweistoff- Motoren im Gasbetrieb.

3 Die Industrie bemerkte, dass aus technischen Gründen (Einfluss der Brennstoffmischung) CO auf einem Niveau von 110-380 mg/Nm^3 (15 % O_2) sein sollte, im Einklang mit BVT.

Ein anderer Industrievertreter forderte, dass die Wertebereich wie folgt zu ändern seien:
2 90-190 mg/Nm^3
3 100 mg/Nm^3
weil die Emissionsniveaus in Verbindung mit BVT für Gasmotoren nur für das Verfeuern von Erdgas gelten, nicht jedoch für wiedergewonnene Gase wie z.B. Deponiegas, Biogas oder Reinigungsgas. Darüber hinaus behauptete er, dass solche Werte sich nachteilig auf die Konkurrenzfähigkeit auf dem Markt dieser Gase auswirken würden.

4 Ein Industrievertreter schlug eine Änderung zur diskontinuierlichen Überwachung vor, weil kontinuierliche Überwachung der Motoremission nicht der üblichen Praxis für Verbrennungsmotoren entspräche.

Tabelle 7.36: BVT für die Verminderung von NO_X- und CO-Emissionen aus einigen gasgefeuerten Anlagen

Anlagentyp	Emissionsniveau in Verbindung mit BVT (mg/Nm³)		O_2-Wert (%)	BVT-Optionen zum Erreichen dieser Werte	Über-wachung
	NO_x	CO			
gasgefeuerte Kessel					
neue gasgefeuerte Kessel	50-100(1)	30-100	3	Low-NO_x-Brenner oder SCR oder SNCR	kontinuier-lich
Low-NO_x-Brenner oder SCR oder SNCR gasgefeuerte Kessel	50-100(2)	30-100	3	Low-NO_x-Brenner oder SCR oder SNCR	kontinuier-lich
GuD-Technik					
neue GuD-Technik ohne Zusatzfeuerung (Abhitzekessel)	20-50	5-100	15	Trocken-Low-NO_x-Vormisch Brenner oder SCR	kontinuier-lich
bestehende GuD-Technik ohne Zusatzfeuerung (Abhitzekessel)	20-90(3)	5-100(5)	15	Trocken-Low-NO_x-Vormisch Brenner oder Wasser- und Dampf-Eindüsung oder SCR, falls Platzbedarf bereits vorgesehen war beim Abhitzekessel	kontinuier-lich
neue GuD-Technik mit Zusatzfeuerung	20 - 50	30-100	anla-gen-spez.	Trocken-Low-NO_x-Vormisch Brenner und Low-NO_x-Brenner oder SCR oder SNCR	kontinuier-lich
bestehende GuD-Technik mit Zusatzfeuerung	20-90(4)	30-100 (5)	anla-gen-spez.	Trocken-Low-NO_x-Vormisch Brenner oder Wasser- und Dampf-Eindüsung und Low-NO_x-Brenner für Kesselteil oder SCR falls Platzbedarf bereits vorgesehen war beim Abhitzekessel oder SNCR	kontinuier-lich

1,2 3	Die Industrie forderte, das die Wertebereiche wie folgt geändert werden müssten: Obergrenze auf 120 mg/Nm³ 80-120 mg/Nm³ da die gasgefeuerten Kessel von der Feuerraumtemperatur, dem Brennertyp, der Kesselgröße, den Heizflächen, der Lufttemperatur und dem Lastfaktor des Kraftwerks abhängen. Falls der Kessel mit Abgas-Rückführung ausgerüstet ist, sei es möglich, die NO_x -Emission auf ein Niveau von 100 mg/Nm³ zu vermindern. Das Nachrüsten eines bestehenden Kessels mit Abgas-Rückführung erfordere hohe (nicht kosteneffektive) Investitionskosten.
2	Ein Mitgliedstaat schlug vor, dass bei bestehenden gasgefeuerten Kesseln, die erst kürzlich, nach vollständiger Modifikation durch Primärmaßnahmen zur Verminderung von NO_X (Abgas-Rückführung, Brennstoff- und Luftstufung), von schwerem Heizöl auf Erdgas umgestellt wurden, die im Hinblick auf die BVT erreichbaren Emissionswerte auf 10-150 mg/Nm³ abgeändert werden sollten.
4	Die Industrie bemerkte, dass aufgrund der großen Wandbrenner, die als Zusatzfeuerung zum Abhitzekessel eingesetzt werden, die NO_x-Emission der Gasturbine sich um 10-20 mg/Nm³. erhöhen könnte. Dieser Zuwachs wird durch hohe örtliche Temperaturen diese Kanalbrenner bewirkt. Daher sollte das Niveau im Hinblick auf die BVT im Fall zusätzlicher Feuerung 80-140 mg/Nm³ sein.
3,4	Ein Mitgliedstaat behauptete, die oberen BVT-Werte bei GuD-Anlagen >50 MW könnten nicht über 80 mg/Nm³ betragen und bei Anlagen über 200 MW sollte der obere BVT-Wert unter 35 mg/Nm³ liegen, weil diese Werte bereits als Emissionsgrenzwerte in dem betreffenden Mitgliedstaat festgelegt seien.
5	Ein Mitgliedstaat behauptete, die oberen CO-Werte bei GuD-Anlagen >50 MW könnten nicht über 35 mg/Nm³ sein, weil dieses Niveau bereits als Emissionsgrenwert in dem betreffenden Mitgliedstaat festgelegt sei.

Tabelle 7.37: BVT für die Verminderung von NO_X- und CO-Emissionen aus einigen gasgefeuerten Anlagen

Hinsichtlich Raffineriegas wird auf das BVT-Merkblatt “Raffinerien” verwiesen. Im Fall von Erdgasraffinerien wird gleichfalls auf das BVT-Merkblatt “Raffinerien” verwiesen.

7.5.4.1 Wasserverunreinigungen

Verschiedene Abwasserströme (siehe Kapitel 1) werden von gasgefeuerten Verbrennungsanlagen erzeugt. Um die Emissionen in das Wasser zu vermindern und Wasserverunreinigungen zu vermeiden, werden alle Maßnahmen, die im Unterpunkt 7.4.4 vorgestellt werden, als BVT betrachtet.

Es lässt sich nicht verhindern, dass geringe Mengen von mit Öl kontaminiertem (Wasch-) Wasser gelegentlich bei einem Kraftwerk auftreten. Ölabscheiderbrunnen sind allgemein ausreichend, um Umweltschäden zu vermeiden.

Die anderen Techniken, die zur Abwasserbehandlung im Kapitel 3 beschrieben werden, können i.d.R. auch als BVT in diesem Sektor erachtet werden.

7.5.4.2 Verbrennungsrückstände

Viel Aufmerksamkeit hat die Industrie bereits der Nutzung von Verbrenungsrückständen und Nebenprodukten gewidmet anstatt sie auf Deponien zu verbringen. Die Nutzung und die Wiederverwendung sind darum die beste verfügbare Option.

7.5.5 BVT für auf Plattformen im Küstenmeer betriebene Feuerungsanlagen

Die Schlussfolgerungen im Hinblick auf BVT für den Bereich des Küstenmeers berücksichtigen, dass die im Küstenmeer betriebenen Feuerungsanlagen sich in einer komplexeren und potentiell gefährlicheren Umgebung befinden als Kraftwerke an Land. Zudem verursachen Platzbedarf und Gewicht Zusatzkosten, was eine viel stärkere Ausrüstungsdichte mit sich bringt als i.d.R. bei Anlagen an Land. Weiterhin wird jegliche unnötige Komplexität von Anlagen im Küstenbereich vermieden aufgrund solcher Faktoren wie Gewicht, Platz, Sicherheit und Funktionsfähigkeit. Daher werden Techniken wie z.B. Wasser- und Dampfeindüsung, die eine hochqualitative Wasseraufbereitungsanlage erfordern, oder SCR, welche zusätzliche Lagerkapazität für Ammoniak erfordert, nicht als BVT für Anlagen im Küstenmeer betrachtet, um NO_X-Emissionen zu vermindern.

Generell wird bei neuen Gasturbinen auf Plattformen im Küstenmeer die Verminderung von Stickstoffoxiden (NO_X) mittels Primärmaßnahmen wie beispielsweise trockener Low-Nox-Vormischbrenner (DLN) als BVT betrachtet, sofern diese Technik zur Verfügung steht. Das zugehörige Emissionsniveau von NO_X bei der Nutzung von trockenen Low-Nox-Vormischbrennern (DLN) für Gasturbinen beträgt weniger als 50 mg/Nm^3. Da die Flammenstabilität bei allen Betriebsbedingungen beibehalten werden muss, ist es möglicherweise nicht praktikabel, die gestufte Verbrennung auf einem niedrigem Niveau beizubehalten, beispielsweise beim Anfahren oder im Teillastbetriebs. Die Bildung von NO_X wird während solcher Zeiträume nicht vermindert, und deshalb sollte die Häufigkeit und Dauer dieser Zeiträume auf ein Minimum beschränkt sein.

Das Nachrüsten bestehender Gasturbinen im Küstenmeer ist bedeutend kostenintensiver verglichen mit Turbinenanlagen an Land aufgrund der Kosten für Änderungsarbeiten. Das Nachrüsten der DLN-Technik bei bestehenden Gasturbinen im Küstenmeer ist wegen der höheren Kosten und des begrenzten Platzes der Turbinenbraugruppe bei Installation neuer Brennstoffleitungen oder Brennkammern nur eingeschränkt möglich. Bei oftmals im Küstenmeer eingesetzten Aeroderivativ-Turbinen ist die Nachrüstung für DLN i.d.R. viel komplexer als bei Industriegasturbinen. Die gesamte Brennkammer muss ausgetauscht werden, und aufgrund des größeren Durchmessers der DLN-Brennkammer wird die Mittelachse der Turbine verschoben. Die Nachrüstungsfähigkeit der DLN-Technik differiert daher von Plattform zu Plattform aufgrund des Turbinentyps, der Komplexität, des Alters usw. Das BVT-Niveau bei bestehenden Anlagen ist jeweils von Fall zu Falls festzulegen.

Um die Auswirkungen auf die Umwelt bei Gasturbinen im Küstenmeer zu vermindern, sind folgende Maßnahmen Teil der BVT-Schlussfolgerung:

- bei neuen Anlagen - Auswahl von Turbinen, die sowohl einen hohen thermischen Wirkungsgrad als auch Emissionen im niedrigen Bereich erzielen können;
- Einsatz von Zweistoff-Turbinen nur sofern es betriebsbedingt notwendig ist;
- Minimierung der "routierenden Reserve" (spinning reserve)
- Bereitstellung von Brenngas an einem Punkt im oberen Öl- und Gasprozessbereich, der einen minimalen Schwankungsbereich von Verbrennungsparametern bietet, etwa bezüglcih des Heizwertes usw.
- Bereitstellung von Brenngas an einem Punkt im oberen Öl- und Gasprozessbereich, der eine minimale Konzentrationen von Schwefelverbindungen zur Minimierung von SO_2-Bildung bietet
- Betreiben von mehreren Generator- oder Kompressoraggregaten mit Lastpunkten, bei denen die Emissionen minimiert sind
- Optimierung der Wartungs- und Ertüchtigungsprogramme
- Optimierung und Wartung von Ein- und Ausleitungssystemen unter möglichst minimalem Druckverlust
- Prozessoptimierung zur Minimierung des mechanischen Energiebedarfs und der Emissionen
- Einsatz von Gasturbinen-Abwärme zum Heizen der Plattform.

Moderne 'Diesel'-Motoren verfügen über elektronisch gesteuerte Hochdruckeinspritzung. Zusätzlich wurden optimierte Brennkammern und Portierungen entwickelt. Diese Technologie kann zu erhöhter Brennstoffeinsparung, verminderten NO_X- und anderen gasförmigen Emissionen und verminderter Rußentwicklung führen, insbesondere während des Beschleunigens und des Anfahrens. Sofern verfügbar stellt dies die BVT zum Minimieren von Emissionen da, z.B. der SO_2- und NO_X-Emissionen.

Zur Verminderung der Umwelteinflüsse von Motoren in Küstenmeeresbereich sind folgende Maßnahmen Teil der BVT-Schlussfolgerung:

- bei neuen Motoren Wahl von Dieselmotoren, die sowohl hohen Wärmewirkungsgrad als auch Emissionen im niedrigen Bereich erzielen können;
- bei Anwendung von Prozessgas als Brennstoff - Bereitstellung an einem Punkt im oberen Prozessbereich, in dem minimale Emissionen z.B. von SO_2 erreicht werden. Bei flüssigen Destillatbrennstoffen sind schwefelarme Arten zu bevorzugen;
- bei größeren Dieselmotoren ist Gasverfeuerung mit "Leuchtpetroleum"-Anfeuerung
- Optimierung der Einspritzzeit
- Betrieb mehrerer Generator- oder Kompressoraggregate bei Lastpunkten mit minimaler Verschmutzung
- Optimierung der Wartungs- und Ertüchtigungsprogramme

Low-NO_X-Brenner sind in vielen gasgefeuerten Heizanlagen, Kesseln und Feuerungen zu finden. Diese stellen die BVT dar zur Minimierung von NO_X, wobei die Auswirkungen und der Zielkonflikt im Hinblick auf den Brennstoffverbrauch bewertet werden müssen.

Andere Maßnahmen zur Erhöhung der Energieeffizienz bei Anlagen im Küstenmeer und somit zur Verminderung der Emissionen pro Energieeinheit, beispielsweise der Einsatz von KWK-Anlagen, sind Teil der BVT-Schlussfolgerung. Techniken zur Unterstützung der optimierten Anwendung der Einrichtungen wie z.B. solcher, die auf Betriebsüberwachung beruhen, sind BVT. In diesem Fall ist die Gasturbine „baselined", und prediktive Software wird zur Berechnung der Emissionen verwendet. Diese Software kann auch dazu benutzt werden, um dem Personal der im Küstenmeer befindlichen Anlagen (den) optimale(n) Betriebspunkt(e) für einzelne und mehrere Turbinen anzugeben. Trotz dieser Systeme besteht weiterhin die Notwendigkeit von Prüfungen auf Einhaltung der Emissionen, aber sie können das Personal unterstützen, das gesamte Feuerungssystem effizienter zu betreiben.

Andere Techniken wie beispielsweise PEMS (parametric emission monitoring system) sind BVT sowohl für neue als auch bestehende Feuerungsanlagen im Küstenmeeresbereich. Das System bietet kosteneffektive Lösungen zu Emissionsüberwachung und -berechnung. Ferner kann es auch zum Optimieren des Feuerungsprozesse und des Wartungsplans von Gasturbinen dienen.

Energieintegration bei mehreren Feldern gilt als BVT und, sofern zutreffen, ist die Entscheidung darüber jeweils im Hinblick auf die jeweilige Plattform bzw. das jeweilige Feld zu treffen.

7.6 Emerging techniques for the combustion of gaseous fuels

7.6.1 Catalytic combustion

Catalytic combustion is a technology that combusts fuel flamelessly. This process releases the same amount of energy as flame-based combustion systems but at a lower peak temperature. Importantly, this lower temperature is below the threshold at which NO_X is formed. This is achieved by combustion on a palladium-based catalytic surface. As the temperature range in which the catalyst is active is limited both at the low end (not enough activity) and at the high end (degradation), the combustion process consists of three stages:

- **pre-combustion:** an integrated pre-burner raises the temperature of the incoming gas/air mixture to the required value for the catalyst to become active. This applies mainly in low load situations. Typically only a small portion of the fuel is used in the pre-burner
- **catalytic combustion:** catalysed combustion takes places at relatively low temperatures, thus inhibiting NO_X formation. Not all the fuel is burned here, as this would raise the temperature of the catalyst too much, thus degrading the catalyst
- **homogenous combustion:** the rest of the fuel is burned under lean fuel conditions. No flame instability occurs, as the inlet temperature of this zone is already fairly high because of the upstream catalytic combustion.

Catalytic combustor technology which is a very promising technology is just entering commercial service in the US. Information provided by manufacturers is based generally on ‘demonstrated in practice’ installations Catalytic combustion has been demonstrated only at pilot scale on a 1.5 MW_e gas turbine. Plans for application on a 170 MW_e gas turbine are being developed. NO_X levels of less than 10 mg/Nm^3 are expected with the use of this technique.

7.6.2 Steam cooling

Another advanced gas turbine development is the use of steam cooling instead of air cooling. Usually extracted air from the gas turbine compressor is used for the cooling of the turbine shaft and blading. The amount of cooling air is up to 20-25 % of the compressor airflow. The extracted air is not available for the combustion process and also loses pressure when flowing through the narrow channels in the turbine blades, which causes efficiency losses in the gas turbine process. By using steam instead of compressed air, these disadvantages are eliminated. Steam cooling is more efficient than air cooling.

In the turbines mentioned above, a closed steam cooling system is applied. Steam cools the hot components such as turbine blades, vanes or transition pieces. The used steam is not mixed with the main gas flow through the gas turbine (as in an open system), but is routed back to the steam system, where it can be expanded as reheat steam through the steam turbine. The steam for the cooling is extracted from the exhaust section of the high pressure steam turbine. The steam is reheated to the reheat temperature and then mixed with the reheated steam from the heat recovery steam generator (HRSG), and led to the intermediate pressure section of the steam turbine for further expansion. The cooling steam does not affect the main flow through the gas turbine and, in principle, there should be no consumption of water.

By applying steam cooling, the turbine inlet temperature is increased without any relevant increase in combustion temperature. As a result, a higher efficiency is obtained without an increase in $NO_{X\text{-Emissionen}}$. Cooling by steam instead of air strongly reduces the air bled from the compressor, the compressed air and thus the power consumption of the compressor. This results in a higher gas turbine efficiency too.

With this new cooling technology, a combined cycle efficiency improvement of two percentage points can be reached and an efficiency of 60 % can be expected.

7.6.3 Further development potentials

Some further important potential improvements include:

- improving the materials and cooling to enable turbine inlet temperatures of 1500 °C for frame type gas turbines and 1700 °C for aeroderivative gas turbines to be achieved
- reducing the amount of compressed air used for the cooling medium
- cooling the blades with external cooling flow (water or steam)
- in the future, generally using single crystal blades
- improving the temperature profile at the turbine inlet. Without hot spots, the general temperature can be set just below the temperature limit given by the material [58, Eurelectric, 2001].

7.6.4 Recuperative options

There are several options to recuperate the exhaust gas heat into the gas turbine process. This section describes some of these features.

7.6.4.1 Intercooled recuperated gas turbine

A large part of the power that is generated by the turbine is required to drive the compressor. A way to improve the gas turbine efficiency is to reduce the compressor work by cooling the airflow through the compressor. The compressor power is proportional to the volume flow. Theoretically, cooling after each compressor stage will give the largest reduction of compressor work, however in practice only a restrictive number of cooling stages is feasible.

If the temperature of the gas turbine exhaust gas is higher than the outlet air temperature of the compressor, it is possible to transfer some of the heat from the exhaust gas to the compressor outlet air. This improves the gas turbine efficiency because less fuel is required to heat the gas to the desired turbine inlet temperature. This kind of recuperation can mainly be used for gas turbines with a moderate compression ratio or for gas turbines with intercooled compressors.

Designs incorporating the application of both compressor intercooling and recuperation as described can reach an efficiency of 54 %, calculated at a turbine inlet temperature of 1200 °C [58, Eurelectric, 2001].

7.6.4.2 HAT cycle

In the humidified air turbine (HAT) cycle, humidification of the compressed air after the air compressor allows the compressed air temperature to be decreased. In the HAT cycle all the air is saturated with water vapour utilising waste heat from compressor intercoolers and from the gas turbine exhaust. With this cycle, a higher possible amount of regenerated heat from the exhaust gases can be used than with an intercooled and recuperation process. The difficulty with this cycle is that standard gas turbines cannot be used for the process, as the mass flow through the turbine is increased too much through the saturation of all the compressor air with water. The high content of water vapour in the combustion air might also create problems for the burners. Although with this process, a lower compressor ratio results in a higher efficiency. An efficiency of about 53 % is feasible for a turbine inlet temperature of 1200 °C [58, Eurelectric, 2001].

7.6.4.3 TOPHAT process

In this process, the air is humidified at the compressor inlet by the injection of water. Theoretically, an injection is also possible after each stage of the compressor. This improves the gas turbine efficiency by up to 55 %, calculated for an inlet turbine temperature of 1200 °C, which is the highest value for the efficiency of the cycles described before. A further improvement of the TOPHAT cycle is possible by injecting water between the different compressor stages. Therefore, the water needs to be heated and pressurised. For the heating of the injection water, heat from the exhaust gases is used [58, Eurelectric, 2001].

7.6.4.4 CHAT cycle

The Cascade Humidified Advanced Turbine (CHAT) cycle makes use of a low pressure and a high pressure gas turbine on separate shafts and composed from existing compressors and turbines to allow for the increased mass flow through the turbines due to saturation with water. The cycle includes intercooling between the separate compressors, as well as reheating of the flue-gas between the separate turbines [58, Eurelectric, 2001].

8 CO-COMBUSTION OF WASTE AND RECOVERED FUEL

Besides combustion in specially designed and operated waste incineration plants which are regulated according to the Directive 2000/76/EC, waste, such as contaminated biomass and certain waste fractions may also be co-combusted in regular combustion installations such as power plants, which are partly regulated by the waste incineration Directive and partly by the LCP Directive in the form of the implementation into the specific national law. The co-combustion of 'clean' biomass as defined in the LCP Directive is descrbed in Chapter 4 of this document. In this sense, reference is also given to the CEN work on 'solid recovered fuels' which is well in progress. This chapter mainly focuses on the effects of the co-combustion of certain waste materials in large combustion plants (e.g. coal- or lignite-fired, peat-, wood-, coal-fired fluidised bed boilers). Currently, three main factors are driving the idea of the co-combustion of waste in large combustion plants:

- legislation is discouraging the disposal of waste and biomass waste with high calorific values (e.g. >6000 kJ/kg dry substance). Therefore, there is a need to establish alternative ways to treat the respective waste fractions. Co-combustion is one option among others (including e.g. mono-incineration, mechanical-biological treatment)
- under the requirement of the Kyoto protocol, greenhouse gas emissions have to be reduced worldwide. The co-combustion of biomass waste (and with certain restrictions also some waste fractions) is one option to reduce greenhouse gas emissions
- liberalisation of the energy market is intensifying economic pressure on energy producers. The co-combustion of waste and biomass waste will open up a new business for them, which will make the operation of a large combustion plant economically more attractive.

In this chapter, the term '**secondary fuel (SF)'** includes all waste types that have a sufficiently high calorific value to be used as a fuel (secondary fuel) and that may be co-combusted in large combustion plants together with conventional fuels (typically coal, lignite, liquid fuels, etc.). It includes materials currently known in literature as waste, recovered fuel (REF), refuse derived fuel (RDF) or biomass waste derived fuel. It is not the intention here to enter into a discussion on the definition of these terms. More information can be found in CEN proposals. Also some of these materials can be classified as hazardous, as they may be contaminated with hazardous materials. The co-combustion of clean biomass follows the definition of biomass given in the EU Directive 2001/80/EC on large combustion plants and is dealt with in Chapter 5, where descriptions of the combustion of biomass and peat can be found. Key issues in the co-combustion of secondary fuels are:

- fuel quality and characteristics
- boiler design
- fuel handling and feeding
- slagging, or bed sintering (fluidised bed boiler)
- fouling of heat transfer surfaces
- hot corrosion
- effects on emission levels compared to the emissions that occur when only a conventional fuel is used
- ash properties, bottom ash removal
- storage of waste; utilisation and/or disposal options for solid waste/residues from co-combustion.

A large diversity of materials can be co-combusted in LCPs. Section 8.3 gives a list of secondary fuels currently co-combusted in LCP installations in the EU.

Within the scope of this chapter, it is assumed that secondary fuels are pretreated, which typically means that the combustible parts are separated from the non-combustible parts. In order to give a better understanding of this topic, reference is made to be the Waste BREFs. These documents contain issues such as the incineration or pretreatments of waste. In particular:

- Waste Treatment (WT): this BREF describes processes and techniques that deal with the transformation of waste in order for it to be used as a fuel in any combustion process (such as in large combustion plants, cement works, chemical works, iron-steel, etc.). These pretreatments are, e.g. sorting, crushing, preparation and so on
- Waste Incineration (WI): this BREF deals with incineration and covers similar installations as those covered by the Waste Incineration Directive.

8.1 Applied processes and techniques used in the co-combustion of secondary fuels in LCP

The use of secondary fuel in large combustion plants implies the use of certain processes and techniques. Techniques related to these activities are described in this section. Cross-references are made to other chapters and other BREFs where necessary.

8.1.1 Acceptance and pre-acceptance procedures

These systems and procedures are in place to ensure that secondary fuels (e.g. wastes) are subjected to appropriate technical appraisal to ensure its suitability for the proposed use of the secondary fuel. Health protection for staff and other persons-possibly in contact with waste derived fuels-has to be considered. Extensive information about these pre-acceptance and acceptance procedures can be found in the Waste Treatment BREF.

8.1.2 Unloading, storage and handling

The way secondary fuels are unloaded, stored or handled depends on the state of aggregation and the physical properties of the different materials.

Gaseous secondary fuels (**SF)** are normally transported to power plants through pipelines and directly fed to the burners, without storage. The types of techniques used for these materials are no different to those used for gaseous fuels (see Chapter 7).

Liquid SF can be supplied by ship, train, lorry or pipeline, depending on the availability of transport systems at the location where the secondary fuel is produced. Liquid secondary fuel can be stored in tanks on site, or directly fed into the boiler.

The storage and handling of **solid** secondary fuel depends strongly on the physical properties of the secondary fuel, for example:

- dried sludge (granulate) can be supplied by ship, train or lorry and is stored in silos or closed bunkers to avoid fugitive dust emissions Dried sludge should be combusted immediately due to its hygroscopic properties
- formation of methane in sludge silos or bunkers has to be controlled by regular air exchange. Air containing methane or odorous compounds should be used as combustion air. During times of boiler standstill, air exchange and suitable treatment of exhaust gas has to be guaranteed
- odorous sludge has to be transported and stored in silos or closed bunkers to prevent odour emissions
- wet sludge can be spread out over the coal in the coal yard, but the possible generation of odour emissions and dilution into the waste water treatment system have to be taken into account
- regarding special provisions for the storage and handling of biomass, reference is made to Section 5.1.1.

8.1.3 Pretreatment of secondary fuels

This section describes those processes (e.g. grinding, gasification, pyrolysis and pre-combustion) applied to prepare the fuel for combustion as a gaseous, liquid or pulverised solid fuel. This pretreatment is necessary to assure an adequate burnout in the boiler, due to the short residence time of the fuel in the furnace. The most direct method of the co-combustion of secondary fuel is mixing with the main fuel. The following pretreatment techniques are described in the following paragraphs:

1. milling
2. pre-combustion
3. drying (more information can be found in the WT BREF)
4. pyrolysis (more information can be found in the WI BREF)
5. gasification (more information can be found in the WI BREF)
6. methanisation (more information can be found in the WT BREF).

It is important to notice (see above list) that some of these pretreatment techniques are already described in the Waste Treatment and Waste incineration BREFs. For this reason, no further description is included in this section.

8.1.3.1 Milling

Milling is used to treat solid fuels to convert it to a size that is suitable to be used in the power plant. For example, in fluidised bed boilers the particle size is typically no larger than 100 mm and in pulverised fuel-fired boilers typically less than 75 µm. Information on the type of milling used with solid fuels has been included in Section 4.1.3.

8.1.3.2 Pre-combustion

Pre-combustion in an atmospheric fluidised bed (FBC) is an option for materials that cannot be combusted properly in pulverised coal-fired boilers. This especially concerns fuels that are difficult to pulverise, or fuels that contain pollutant ashes. As mentioned in previous chapters, fluidised bed combustion needs only a crushing or coarse grinding of the fuel. Pulverising is not required.

Flue-gases from FBC are not directed to the main boiler. The integration is on the water/steam side only. These systems are identical to the standalone systems described in Chapter 4 and Section 5.1.3.2. In this case, the ashes of the secondary fuel will not influence the quality of the pulverised coal ash.

8.1.3.3 Drying

Fuel that is too wet to be dried in a coal mill needs to be dried elsewhere (pretreated) before it is mixed with the main fuel. The drying of the wet secondary fuel can take place at the power station or at the location where the fuel is produced, recovered or collected. This depends strongly on the local infrastructure and the kind of secondary fuel. Drying of the fuel is based on physical and physico-chemical processes of mass and heat transport, resulting in evaporation of the moisture from the fuel. The heat required for the evaporation of the moisture can be supplied by convection, conduction or radiation. Since drying is not specific to large combustion plants, these processes are not elaborated further in this document. More information can be found in the Waste Treatment (WT) BREF.

Three type of dryers are available:

- convection dryers: there is direct contact between the heating medium and the product to be dried. Therefore, these dryers are also called direct dryers or adiabatic dryers. The moisture from the fuel is removed by the heating medium
- conduction dryers: there is no direct contact between the heating medium and the product. Heat transfer takes place through heating surfaces. Moisture is removed by the carrier gas, which is approximately 10 % of the quantity used in connective processes. Therefore conduction dryers may be preferred for dusty or odorous wastes
- radiant dryers: these are not applied for drying secondary fuels.

Typical examples of secondary fuels that may need to be dried are **sewage sludge** and **manure** (e.g. chicken litter), with moisture contents exceeding 50 %.

8.1.3.4 Pyrolysis

Pyrolysis is a thermo-chemical process, in which fuel at a high temperature, is converted in the absence of oxygen, into gaseous, liquid or solid products. Two types of pyrolysis processes exist:

- **fast pyrolysis processes**, in which the feedstock is rapidly heated to the process temperature, were developed for the production of pyrolysis oil or specific components from this oil
- **carbonisation processes**, in which the feedstock is heated slowly to the pyrolysis temperature, resulting in a relatively high solid production.

The solid product of this process (called char) contains a lot of carbon and can be treated as coal. The liquid and solid materials produced can be stored before co-combustion. Thus, these materials can be pretreated independently of the power plant operation. The gases produced are often used to supply the heat required for the endothermic conversion process.

Since pyrolysis is not specific to large combustion plants, these processes are not elaborated further in this document. More information can be found in the Waste Incineration (WI) BREF.

Pyrolysis is used in the co-combustion of secondary fuel in a pulverised coal- or lignite-fired power plant when it cannot be ground in a coal mill to the required dimensions.

An example power plant where pyrolysis has been applied, is the so-called 'Contherm' plant, which was developed for the co-combustion of refuse derived fuels (RDFs) in a coal-fired power plant with wet bottom boiler and a rated thermal input of 769 MW_{th}. The pyrolysis process is realised in two rotary kilns heated indirectly by gas or oil burners which heat the waste to about 550 °C without any addition of air. The pyrolysis gas is burned directly without cooling in the power plant. The pyrolysis residue is screened and the fine fraction, which contains the carbon, is fed to the coal mills. The RDF consists of sheared plastic waste from different sources, industrial waste and coarse reject from the paper industry. The size of the waste chips must not exceed 200 mm. About 7900 t/yr of recyclable metals will be extracted in the reprocessing plant. The power plant is equipped with an SCR and a wet FGD [98, DFIU, 2001].

8.1.3.5 Gasification

Some kinds of secondary fuel contain impurities such as chlorine, alkali, metals (e.g. aluminium, heavy metals) in such quantities that they require adequate cleaning before co-combustion in the boiler takes place. Gasification of these materials may be an attractive option. The gas produced by gasification can be burned directly in the LCP or can be cleaned before use in the LCP or gas turbine, but there are no currently functioning gas turbines operated with cleaned gasification gas.

A gasification method used to be applied in Austria but is not in operation anymore, where a CFB gasifier is used to produce a gas from biomass, waste and demolition wood. The gas, which also contained the solid particles of the gasification process, entered the boiler via a specially designed burner, which guaranteed rapid ignition, a stable flame, deep penetration into the coal flame and good mixing. Furthermore, it acted as a reburning fuel, thus decreasing NO_X emissions by converting NO_X to nitrogen. The thermal input of this plant was 10 MW. Approximately 15-20 % of the coal was replaced by biomass [64, UBA, 2000].

Figure 8.1 and Figure 8.2 give a schematic overview of a gasification plant in combination with a coal-fired boiler operated in Finland. In this power plant, the gas from the circulating fluidised bed gasifier is directly fed into the boiler without any further cooling or cleaning. The gasifier is no more than a thermo-mechanical mill for fuel preparation.

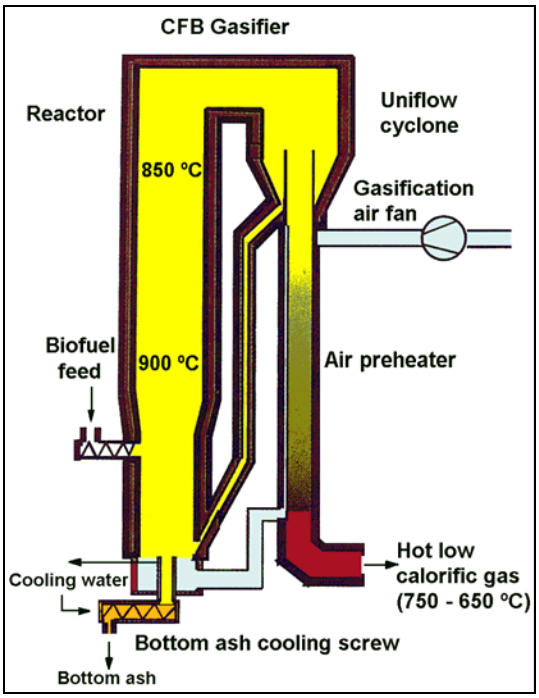


Figure 8.1: CFB gasifier connected with a coal-fired boiler [153, Nieminen, et al., 1999]

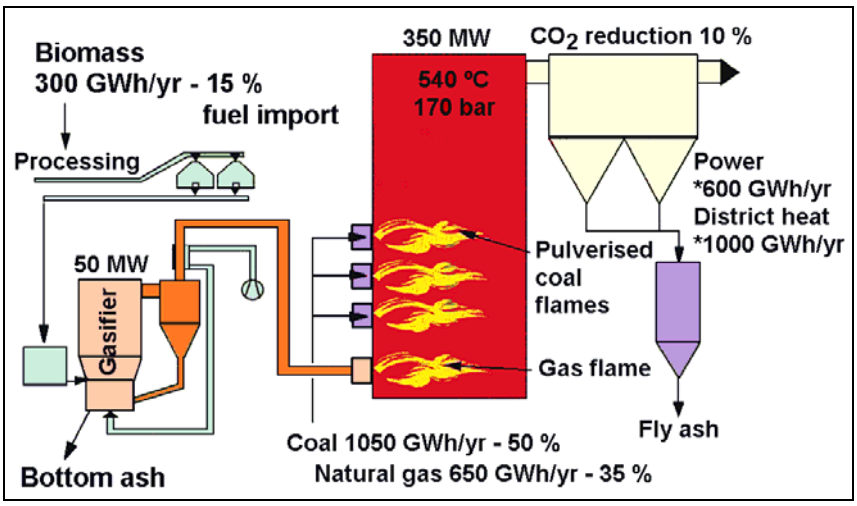


Figure 8.2: Flow sheet of a gasifier concept
[153, Nieminen, et al., 1999]

Secondary fuel (typically commercial and household based recovered fuels, forest residues and shredded tyres) are transported to the power plant in trucks and stored in separate receiving halls. The coarse fuel particles are crushed and the fine fractions are transported via conveyor belts into a storage silo near the gasifier. After homogenisation in this silo, the fuel mixture is fed to the gasifier. The circulating fluidised bed gasifier consists of an inside refractory-lined steel vessel, where fuel is gasified in a hot fluidised gas-solid particle suspension. At atmospheric pressure and at temperatures of about 850 °C the fuel mixture is converted to a combustible gas. In a cyclone downstream of the gasifier, the coarse particles in the gas are separated and recycled to the gasifier. The gas produced flows from this cyclone to the air preheater, in which gasification air is preheated to temperatures of about 650 °C. The hot gas is burned in the coal-fired main boiler of the plant, substituting up to approximately 30 % of the coal. The gasifier has been in successful operation since January 1998 [58, Eurelectric, 2001].

Another example of gasification in combination with a coal-fired boiler has been constructed in the Netherlands. As shown in Figure 8.3, the gas produced is cooled and cleaned before introduction into the coal-fired boiler. The gasification plant is designed for demolition wood. From a technical point of view, other waste streams or recovered fuels can be gasified. The capacity of the gasification plant is 150000 tonnes/year of demolition wood, which equates to a substitution of approximately 5 % of the coal.

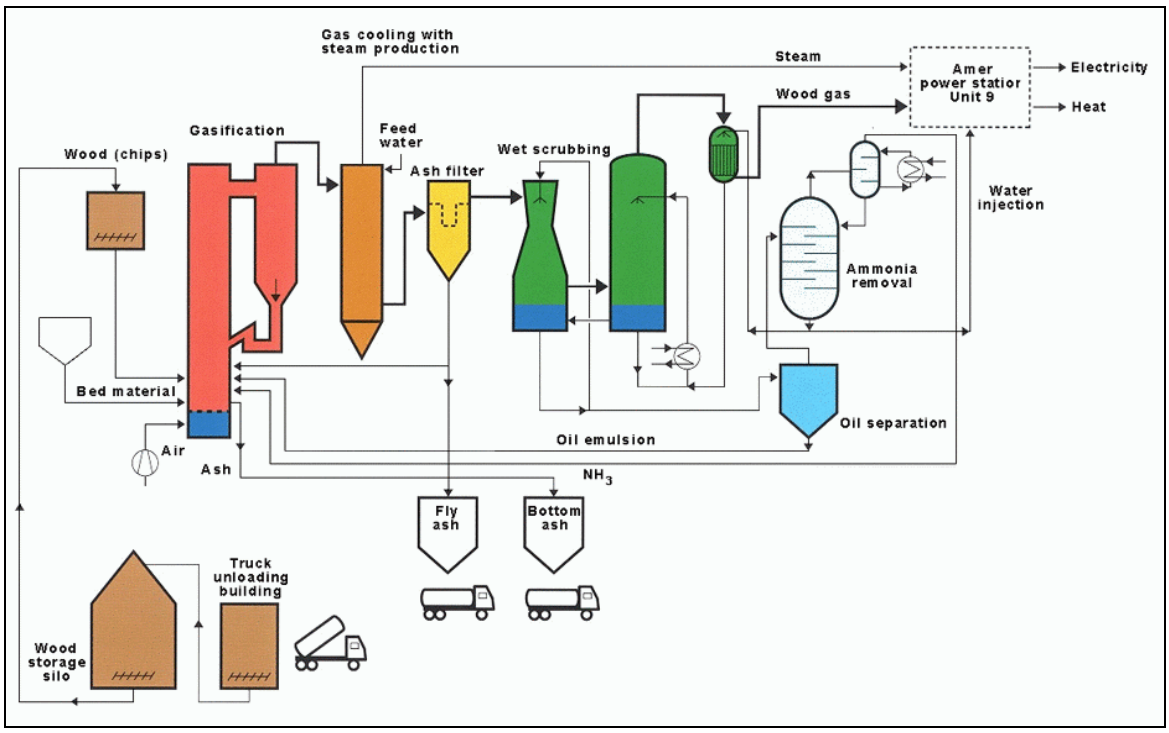


Figure 8.3: Wood gasification with gas cleaning
[58, Eurelectric, 2001]

Wood chips are supplied to the above power station by ship and truck and stored in a bunker. From this bunker the wood is transported to a feed vessel from which the gasifier is fed. The atmospheric circulating fluidised bed gasifier (AFBG) operates at temperatures of 850 to 950 °C. The bed consists of sand mixed with limestone or dolomite. The gas from the gasifier is cooled in a gas cooler in which superheated medium pressure steam is produced. Fly ash is separated from the gas in a filter and can be partly recycled to the gasifier. The dust-free gas is supplied to the existing boiler via special wood gas burners [58, Eurelectric, 2001].

Since gasification is not specific to large combustion plants, these processes are not elaborated further in this document. More information can be found in the Waste Incineration BREF.

8.1.3.6 Methanisation

Secondary fuel can also be methanised by anaerobic digestion. These techniques transform an organic matter to gas (mainly methane) that can be later used in the LCP. Since methanisation is not specific to LCPs, these processes are not elaborated further in this document. More information can be found in the Waste Treatments BREF.

8.1.4 Techniques to introduce secondary fuels into the combustion process

When secondary fuels (SFs) are used as fuel in co-combustion process, certain procedures need to be applied to introduce such material into the combustion process. Several techniques can be applied to achieve a proper mixing, for example, SFs can be mixed together with the main fuel during handling and burned together. However, other techniques exist where the SFs are introduced into the combustion chamber through different feeding lines from the main fuel. All these types of techniques are described in this section.

8.1.4.1 Mixing with the main fuel

The easiest way to introduce secondary fuel into the combustion process is by mixing it with the main fuel. In a coal- or lignite-fired boiler, the following locations for fuel mixing are possible:

- on the coal conveyor belt
- in the coal bunker
- in the coal feeder
- at the coal mill
- on the pulverised coal lines.

In the first three situations, the secondary fuel is spread over the main fuel (coal). In this way an adequate mixing of the fuel streams occurs. This results in a grinding of the secondary fuels together with the main fuel in the coal mill as shown in Figure 8.4.

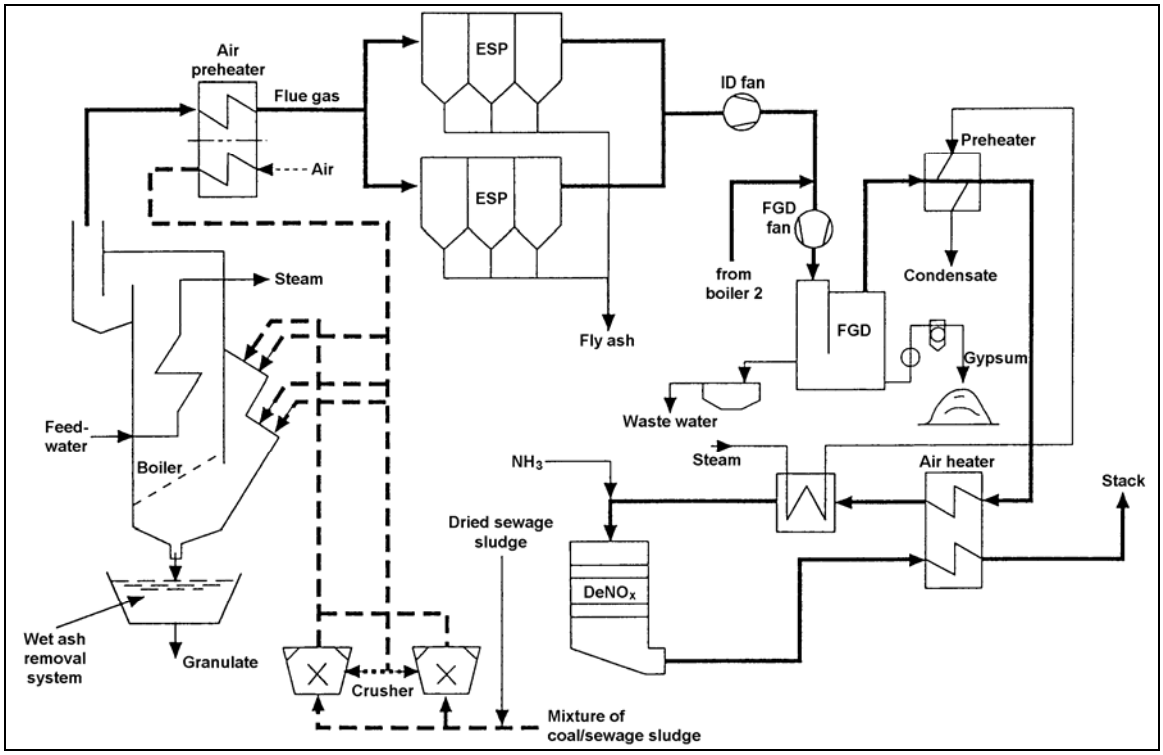


Figure 8.4: Co-combustion of coal and sewage sludge
[112, Ekmann, et al., 1996]

It is only possible to apply this technique when the grinding behaviour of both fuels are more or less the same or when the amount of secondary fuels is very small compared with the main fuel flow. Secondary fuels that are pulverised separately from the main fuel can be injected into the coal mill or into the pulverised coal pipelines between the coal mill and boiler.

Other secondary fuels, such as biomass, can also injected into the coal mill together with the coal, although they cannot be pulverised. To allow for a complete combustion of the comparably large sized biomass particles, a grate at the bottom of the boiler can be used.

Liquid secondary fuels are typically blended with liquid fuels before the mix is used.

8.1.4.2 Separate lances or modified existing burners

Separate lances or modified existing burners (separate feeding of the secondary fuel to the burners) are required to handle secondary fuel that cannot be, or is not desirable to be, mixed with the main fuel or to increase the percentage of secondary fuel. This occurs when the secondary fuel has different physical properties (e.g. viscosity, particle size) or the fuel causes health risks (sewage sludge). This applies, for example, to:

- gaseous fuels or the gaseous product streams from gasification, pyrolysis or pre-combustion processes that are to be burned with a solid or liquid fuel
- liquid fuels or the liquid product streams from pyrolysis processes
- pulverised solid fuels.

The burners need to be specially designed for the particular fuel in order to achieve good ignition, a stable flame and good mixing with the main fuel flame in the boiler. The location of the burners in relation to the main burners is important for a good burnout of the fuel.

8.1.4.3 Special grates

Special moving grates at the bottom end of the boiler hopper used for the introduction of secondary fuel lengthen the residence time of those materials in the furnace. Such systems typically avoid the need to pretreat the fuel.

Figure 8.5 gives a schematic drawing of both the grates (2 x 5 MW_{th}) at the bottom end of a boiler and the coal burners applied in Austria. Biomass is fed into the boiler at the small front sides of the grates, which transport the fuel during combustion to the centre of the boiler. Ash from the biomass and bottom ash from the coal combustion, with less than 5 % unburned carbon, falls into the slag remover below the grates. Resulting flue-gases from the grate rise directly into the furnace without any heat losses.

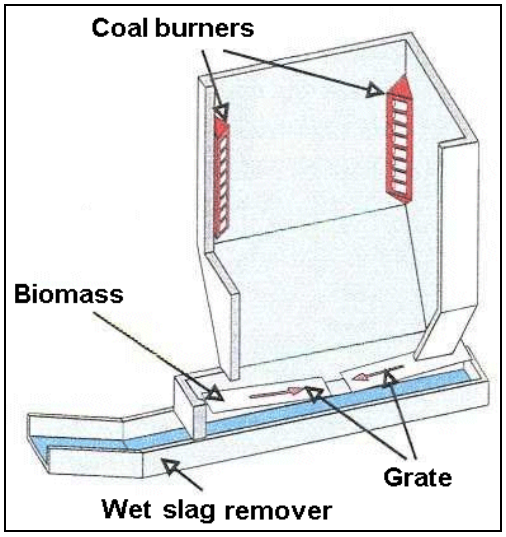


Figure 8.5: Internal grates in pulverised coal-fired boiler
[64, UBA, 2000]

8.1.4.4 Feeding secondary fuels into a fluidised bed boiler

For co-combustion in a fluidised bed boiler, appropriate feeding of the main and secondary fuels is one of the most essential factors for good operation. Good quality of the mixed fuel and low contents of impurities (metals, glass, etc) are also important for good operation.

Good operation and maintenance of the screening and crushing equipment are also very important. Practical problems have occurred when higher amounts of secondary fuel of a different quality from the primary fuel have been fed into the boiler for short periods. This caused disturbances in the combustion process and also affected the load of the boiler. In fluidised bed combustion, sintering problems have occurred.

In conveyors, some operating problems have occurred due to, e.g. blockages caused by long pieces of bark or plastics. These problems can be avoided by proper maintenance of the crushing system.

Secondary fuel should be properly mixed with the main fuel before being fed into the boiler, or there should be a separate feeding system for the secondary fuel so that the secondary fuel feeding can be quickly stopped in the event of any problems. Homogeneous blending of the fuels is required. If high amounts of secondary fuels of a different quality from the primary fuel are fed into the boiler, disturbances in the combustion process may occur, possibly affecting the boiler load.

8.1.5 Co-combustion of secondary fuels

The most direct method of co-combustion of secondary fuel is mixing with the main fuel and burning in the combustion chamber or boiler, but this may lead to technical and/or environmental constraints in the power plant, related to:

- milling and drying capacity of existing coal mills (if the co-combustion fuel is dried and pulverised together with the main fuel)
- feeding of the secondary fuel
- existing the design capacity of power station equipment (e.g. caused by higher wet flue-gas flow in the case of co-combustion of wet fuels)
- combustion aspects of secondary fuel such as ignition, flame stability, flame temperature, NO_X formation and burnout, which may differ from the main fuel
- slagging and fouling, influenced by the chemical composition of the ash (especially potassium, sodium, sulphur) and the melting trajectory of the ash
- thermal behaviour of the boiler, especially radiant and convective heat exchange
- corrosion and erosion of boiler parts (caused by sulphur and chlorine content in the fuel and the operating conditions in boiler combustion in a reducing atmosphere)
- quality and behaviour of by-products and combustion residues
- emissions to the air caused by the content of sulphur, chlorine, heavy metals, organics, etc. in the secondary fuel
- emissions to water caused by the content of sulphur, chlorine, heavy metals, organics, etc. in the secondary fuel.

The above-mentioned constraints can be solved by limiting the degree of co-combustion to only a small portion of the main fuel and/or by proper pretreatment of the secondary fuels.

8.1.6 Control of air emissions by the co-combustion of secondary fuel

Flue-gas cleaning processes and techniques, applied with the co-combustion of secondary fuel, do not necessarily differ from the techniques for cleaning flue-gases from solid, liquid or gaseous fuels as described in Chapters 4, 5, 6 and 7. Depending on the properties of secondary fuel, in particular the content of heavy metals (such as Hg), sometimes additional measures, such as an injection of activated carbon as shown in the example 8.2.3, are applied.

The pollutants SO_2, NO_X and dust are effectively controlled at power plants that are designed and operated according to BAT. A higher input of these pollutants into the firing system can be balanced (clearly within certain limits) by adaptation of the flue-gas cleaning system and will normally not lead to higher emissions. This is reflected in legislation by the fact that limit values for these pollutants have to be calculated according to a formula (mixing rule) when waste (secondary fuel) is co-incinerated (see Directive 2000/76/EG)[6].

Reduction of HCl and HF emissions strongly correlates with SO_2 reduction. Input of chlorinated compounds is limited by the operator of a power plant also for reasons of preventing high temperature corrosion.

8.1.7 Water and waste water treatment

Aqueous releases arise from processes such as wet scrubbing, plume conditioning, wet deslagging, storage and the pretreatment of waste (e.g. drying of sewage sludge). Neutralisation, settlement and physico-chemical treatments may be necessary to remove any contaminants from the water streams generated. Water and waste water treatment systems, applied in the co-combustion of secondary fuel, do not differ from the techniques for treatment of water and waste water from gaseous, liquid or solid fuel fired LCPs, as described in the previous Chapters 4, 5, 6 and 7 [58, Eurelectric, 2001]. If necessary, existing waste water treatment systems can be adapted to the removal of higher loads of pollutants (e.g. Cl, F, Hg).

8.1.8 Handling of combustion residues and by-products

The handling of combustion residues and by-products, as applied with the co-combustion of secondary fuel, does not differ from those techniques for handling combustion residues and by-products cleaning from gaseous, liquid or solid fuel fired LCPs, as described in the previous Chapters 4, 5, 6 and 7. Fly ashes and bottom ashes are generated during the combustion processes.

Power plants are not equipped with systems dedicated to the reduction of heavy metals and Hg (such as acid wet scrubbers and activated carbon systems). Therefore emissions of these pollutants into air will increase (depending on the input) and also their concentration in the fly ash, in the gypsum or in other solid residues from FGD. If the gypsum is washed, emissions into water will also increase.

As the utilisation or disposal of solid residues from combustion is an important economic factor, operators of power plants carefully control the quality of them not to lose established utilisation pathways (mostly by limiting the input of waste into the firing system). Important parameters are the content of alkalis, sulphates, chlorides, silicates, unburned carbon and heavy metals (depending on the specific situation). If solid waste from co-combustion has to be landfilled, concentration of, e.g. heavy metals and leaching behaviour have to measured.

[6] Annex II of the EU Directive 2000/76/EC provides the requirements on the determination of air emission limit values for the co-incineration of waste (co-combustion of secondary fuel).

8.2 Examples of co-combustion of secondary fuel

This part of Chapter 8 provides a number of examples of techniques and processes currently applied in different co-combustion installations. The aim of the examples is to demonstrate how specific techniques have been applied to new or retrofitted plants in order to ensure a high level of protection for the environment as a whole, taking into account, in each case, the particular site-specific conditions and environmental requirements. However, from the information collected, it is not always clear, if or how each technique described in the examples has been assessed against the definition of BAT given in article 2 (11) of the Directive, as well as against the list of 'considerations to be taken into account generally or in specific cases when determining the best available techniques bearing in mind the likely costs and benefits of a measure and the principles of precaution and prevention' and, consequently, how the technique has been selected and applied. Furthermore, it cannot be assured that the environmental performance presented is constant and continual under all operational conditions, over which time period, whether any problems have been encountered, and what the cross-media effects are. Also, it is not always clear what the driving force is for applying the technique and how the costs and environmental benefits are related in each case. Therefore, the information provided in the following examples is meant only to provide general indications of reported current practice and cannot be considered as appropriate reference points. The techniques that are given as examples arise from information provided and assessed by members of the Technical Working Group as part of the information exchange of LCPs.

EXAMPLE 8.2.1 CO-COMBUSTION OF SEWAGE SLUDGE IN A PULVERISED HARD COAL-FIRED WET BOTTOM BOILER-ANALYSIS OF POLLUTANT FLOWS

Description: In 1996, experiments were carried out on a wet bottom boiler to evaluate the effects of the co-combustion of thermally dried sewage sludge. The example power plant consisted of two boilers, the larger boiler of which had a rated thermal input of 382 MW and was used in the experiments.

The plant is equipped with an SCR in high-dust configuration, followed by an air preheater and ESP. A part of the fly ash is fed back from the ESP to the boiler. The ESP is followed by the FGD plant where the spray dry absorption (SDA) process is applied. Finally, the flue-gas passes through a fabric filter, where the products of the SDA process are separated.

Achieved environmental benefits: The co-combustion of sewage sludge reduces the coal input and thus reduces the emissions of fossile CO_2. For a complete analysis of CO_2 emissions, it is also necessary to take into account the thermal drying and transportation of sewage sludge. These process steps might lead to a negative result of the CO_2 balance, resulting in a net increase in CO_2.

Applicability: The co-combustion of sewage sludge has successfully been applied in several pulverised coal-fired boilers as well as in fluidised bed combustion plants. From a technical viewpoint, it is often limited by the drying potential of the installed coal mills. Especially in the case of hard coal, the coal mills may not have sufficient drying potentials, as the water content of hard coal is much lower than that of sewage sludge. Thus, co-combustion is often limited in these cases to sewage sludge with a dry mass content of more than 90 %, as in the example plant.

Operational data: In 1996, co-combustion took place for three days. During this time, the amount of sewage sludge with a water content of 10 % in the total mass input was 12.5 %, with 5 % in the power input. To compare the measurements for co-combustion, the same measurements were carried out for three days for hard coal only. All in all, 371 tonnes of sewage sludge from seven different sewage plants were fired. The mean quality of the sewage sludge and the fired coal is shown in Table 8.1.

		Combustion of hard coal only	Co-combustion		Accepted values for the use of sewage sludge for co-combustion
	Units	Hard coal 100 %	Hard coal 95 %	Sewage sludge 5 %	
Heating value	kJ/kg	27135	27594	10200	
Ash content	%	11.5	11.3	44.8	
Water content	%	7.5	5.5	10.3	
Pb	mg/kg	17.4	17.8	57.4	900
Cd	mg/kg	0.134	0.129	1.2	10
Cr	mg/kg	10.9	10.76	52	900
Cu	mg/kg	11.3	11.3	269	800
Ni	mg/kg	12.8	12.7	19.1	200
Hg	micro g/kg	0.064	0.058	0.47	8
Zn	mg/kg	34.9	32.8	892	2500
AOX	mg/kg	-	-	444.9	500
PCB	mg/kg	0.034	0.057	0.196	1.2
PCDF/PCDD	µg/kg	-	-	0.009	100

Table 8.1: Mean quality of hard coal and sewage sludge before and during co-combustion

The resulting concentrations of impurities in the flue-gas with and without co-combustion are shown in Table 8.2 for two different sampling points, one upstream of the FGD, and the other downstream of the fabric filter.

	Units	**Mean values of 3 days measurements for 5 % O_2**			
		Measurement point 12 (raw gas)		**Measurement point 13 (clean gas)**	
		Without sewage sludge	With sewage sludge	Without sewage sludge	With sewage sludge
PCDD/PCDF	ng TE/m^3	-		0.002	<0.001
PCB	ng/m^3	-		9.8	8.25
C_{total}	mg/m^3	-		0.4	0.6
benzol	mg/m^3	-		<0.003	<0.003
HCl	mg/m^3	-		4.5	4.5
HF	mg/m^3	-		<0.02	<0.02
Dust	mg/m^3	19.9	13.2	1.5	1
Hg	mg/m^3	0.0093	0.01296	0.00814	0.00861
Cd	mg/m^3	0.00034	0.00037	<0.00001	<0.00001
Tl	mg/m^3	0.00008	0.00002	<0.00003	<0.00003
As	mg/m^3	0.02494	0.01704	0.00006	<0.00003
Pb	mg/m^3	0.02716	0.02520	0.00003	0.00003
Cu	mg/m^3	0.01330	0.01429	0.00043	0.00023
Zn	mg/m^3	0.04252	0.05758	0.00215	0.0014
Mn	mg/m^3	0.02191	0.01296	0.00201	0.00138
Ni	mg/m^3	0.00802	0.00479	0.00033	0.00015
Co	mg/m^3	0.00382	0.00216	0.00005	0.00003
V	mg/m^3	0.02337	0.00954	0.00137	0.00076
Cr	mg/m^3	0.00986	0.01117	0.00068	0.00031
Sb	mg/m^3	0.00097	0.00114	0.00002	<0.00003
Sn	mg/m^3	<0.00002	0.00007	<0.00002	<0.00002
Continuous measurement					
O_2	Vol. %	7.2	7.1	7.2	7.1
Sulphur emission rate	%	-	-	9.0	9.0
Dust	mg/m^3	22.8	8.7	0.8	0.5
NO_X	mg/m^3	-	-	185	185
CO	mg/m^3	-	-	17.0	12.7

Table 8.2: Concentrations of impurities in the flue-gas with and without co-combustion

The following main findings into the fate of the metals resulted:

- the only increase in the atmospheric emissions occurs for mercury (about 6 %), although this increase is not significant as the accuracy of the metrology is low
- only Cr is enriched in the slag tap granulate
- Pb, Ni and Hg can mainly be found in the fly ash and the SDA product
- Cd, Cu and Zn are enriched in both sinks.

	Units	Slag tap granulate		Mix of by-products: fly ash (30 %) and SDA products (70 %)	
		Coal only	Co-combustion	Coal only	Co-combustion
Pb	mg/kg	34.4	34.6	167	244
Cd	mg/kg	0.097	0.126	1.5	3.1
Cr	mg/kg	88.3	119	102	96
Cu	mg/kg	62.8	135	90	175
Ni	mg/kg	75.4	70.5	96	97
Hg	mg/kg	0.022	0.015	0.13	0.2
Zn	mg/kg	132	298	264	856
PCB	micro g/kg	-	-	0.02	0.02
PCDD/PCDF	mg/kg	-	-	0.001	0.003

Table 8.3: Quality of residues with and without co-combustion

The quality of the eluate of the slag tap granulate does not change, which means that the additional load of metals remains in the slag tap granulate. The increasing input of PCDF/PCDD and PCBs due to co-combustion does not lead to increasing emissions to the air of these substances. They are both destroyed in the boiler at high temperatures of about 1500 °C. The reproduction of PCDF/PCDD by the 'de-novo synthesis' is low if the flue-gas is abruptly cooled down to 130 °C in the air preheater and as the S/Cl ratio is 7/1. The dried sewage sludge was quite easy to handle. Problems occurred whilst adding it to the coal conveyor belt, as dust was formed. In general, experience showed that dried sewage sludge should be stored and transported only in closed systems.

Economics: As co-combustion was only carried out for the test period, no economic data were available.

Driving force for implementation: The operators of sewage plants had to look for new ways to recover the energy content of the produced sewage sludge, as new legislation will not permit disposal from 2005 onwards, and farmers are increasingly refusing to use the sludge as fertiliser. In general, these developments provide an economically efficient way of carrying out co-combustion for the power plant operator.
In the presented example, co-combustion was not realised as the regulatory authority demanded additional measures to reduce the air emissions of mercury. The usual way to do this (injection of coke or activated coke) would have been too expensive and it would have impaired the quality of the SDA product.

Reference literature: [98, DFIU, 2001].

EXAMPLE 8.2.2 CO-COMBUSTION OF SEWAGE SLUDGE IN A PULVERISED HARD COAL-FIRED DRY BOTTOM BOILER-ANALYSIS OF POLLUTANT FLOWS

Description: The example unit has a rated thermal input of 1933 MW and a gross electrical power of 760 MW_e. Co-combustion of thermally dried sewage sludge was tested in 1996 and since 1998 the operator has been authorised to fire dried sewage sludge thermally as well as mechanically. The maximum allowed share of sewage sludge dry matter in the total mass input of the boiler amounts to 4 %. This results in an annual co-combustion potential of 40000 tonnes dry matter of sewage sludge (DM) which is the equivalent production of about 1.82 million inhabitants.

The thermally dried sewage sludge with a DM content of 85 % is stored in a 20 m^3 silo, and from here it is transported to a 600 m^3 coal bunker which stores enough fuel for one day. The mechanically dried sewage sludge with a DM content of about 30 % is stored in a 240 m^3 hopper from where it is directly fed to the coal mills. Thus, it can be handled more flexibly than thermally dried sludge. Both hoppers are equipped with suction plants and subsequent cleaning devices to ensure low emissions to the ambient air and low concentrations of methane inside the hoppers. Without suction plants, the risk of explosion due to high concentrations of methane might be high. The production of methane might especially occur inside the hopper for the mechanically dried sludge due to its high water content.

The co-combustion is mainly limited by the drying potential of the coal mills. If the coal has a water content of more than 14 %, no more sewage sludge can be added as it cannot be dried. Until now, there have been no problems encountered with the boiler, such as corrosion, due to the co-combustion. The staff received anti-hepatitis inoculations and had to wear special overalls and protective masks when working near sewage sludge storage or transportation.

Achieved environmental benefits: The co-combustion of sewage sludge reduces the coal input and thus reduces the emissions of fossile CO_2. It must be stated, that for an overall analysis of CO_2 emissions, the thermal drying and transportation of sewage sludge must be taken into account. These process steps can lead to a negative balance, resulting in a net increase of CO_2.

The savings for a sewage sludge with a mean DM content of 57 % (as assumed for this plant), is about 5800 MJ/t dry matter sewage sludge.

Furthermore, toxic organic substances, such as dioxins or furans, are destroyed. Most of the heavy metals are fixed in the fly ash or in the by-products of the FGD.

Applicability: The co-combustion of sewage sludge has been successfully applied in several pulverised coal boilers as well as in fluidised bed combustion plants. From a technical viewpoint, it is often limited by the drying potential of the installed coal mills. Especially in the case of hard coal, the coal mills may not have sufficient drying potentials as the water content of hard coal is much lower than that of sewage sludge.

Cross-media effects: Atmospheric emissions of volatile heavy metals such as arsenic, selenium and especially mercury might increase due to the co-combustion of sewage sludge. For the example plant, the change of emissions is shown in Table 8.4. Although no significant change in any of the emitted substances can be seen, the conclusion that sewage sludge produces no additional emissions and is thus equivalent to hard coal should not be drawn. Emissions do not change significantly, as the share of sewage sludge in the total mass input does not exceed 5 % and the resulting change in emission is often too small to be measured. Especially in the case of mercury, this fact is endorsed by the limited accuracy of measuring techniques, which are unable to detect small changes in emission. In this plant, about 45 % of the mercury input is estimated to be emitted to the air.

The main sinks for heavy metals are the fly ash and the by-products of the FGD. Their quality does not change significantly due to co-combustion. Thus, the usual ways of recovering the by-products (fly ash, boiler ash, gypsum) can be maintained. As the ash content of sewage sludge is higher than that of coal and as the fuel mass input increases due to co-combustion, the amount of fly ash also increases due to co-combustion.

Operational data: In 1996, during an initial testing period, emissions to the air for the co-combustion of sewage sludge from different regions were measured and compared to the singular combustion of hard coal. The results are presented in Table 8.4. The share of the sewage sludge in the mass input into the boiler ranged between 2.2 and 4.7 %.

	Range of emission values for singular coal firing (mg/Nm^3)	**Range of emission values for co-combustion of sewage sludge (mg/Nm^3)**
CO	3-10	4.7-8.5
SO_2	80-270	175-270
NO_X	150-190	170-180
Particulate matter	5-20	4.6-6.1
HF	1-3.4	1.5-2.5
HCl	0.6-7	0.7-2.3
Organic carbon	1.0	0.3-1.3
Σ Cd, Tl	<0.005 [1)]	<0.005
Hg	0.3-12 µg/Nm^3 [2)]	0.1-13 µg/Nm^3 [2)]
Σ Sb, As, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V, Sn	<0.075	<0.075
Dioxins/furans	<5 pg TE/Nm^3	3.3-4.8 pg TE/Nm^3

[1)] Single measurement in September 1996
[2)] Given as two hour mean value; only the concentration in the gas-phase is given as the concentration in the particulate matter was too low for measurement

Table 8.4: Atmospheric emissions for co-combustion of sewage sludges and singular combustion of hard coal during a test period of 10 weeks in 1996

For these measurements, sewage sludge from five different regions was used. The elementary analysis of sewage sludge from two of these sewage plants is shown in Table 8.5, whereas the concentration of impurities in the sludge from all five sewage plants is given in Table 8.6.

	Elementary analysis	
	Min. content (%)	**Max. content (%)**
Upper heating value (MJ/kg)	7.12	8.7
Lower heating value (MJ/kg)	6.31	7.6
Carbon	20.47	24.54
Hydrogen	2.93	3.69
Nitrogen	2.11	3.37
Oxygen	15.61	18.0
Sulphur	0.81	0.94
Chlorine	0.137	0.297
Fluorine	0.0449	0.0755
Ash	50.61	55.67

Table 8.5: Elementary analysis of sewage sludges from two sewage plants

	Limit values for co-combustion (mg/kg DM)	Concentration in sewage sludges for co-combustion	
		Min. (mg/kg DM)	Max.(mg/kg DM)
Pb	900	74.8	119
Cd	10	0.97	3.4
Cr	900	63	560
Cu	800	231	758
Ni	200	23.1	75
Hg	8	0.398	1.6
Zn	2500	892	1600
PCB	0.2	0.08	0.187
PCDD/PCDF	100 ng TE/kg DM	21 ng TE/kg DM	71 ng TE/kg DM
AOX	500	164	1240
Notes: dm = dry matter			

Table 8.6: Concentration ranges of impurities in the sewage sludges from different sewage plants during the test period

No relevant concentrations of dioxins/furans were measured in any of the by-products (ash, gypsum, waste water). The increase in heavy metal content in the by-products was insignificant and the quality of the by-products was virtually unchanged, thus the boiler ash, fly ash and gypsum were recovered in the usual way.

About 99 % of the heavy metals (except mercury) can be found in the fly ash or in the by-products of the wet FGD. Approximately 55 % of the mercury is also captured in this way. The remaining 45 % is emitted into the air.

Economics: There are no specific data available for the example plant presented. The full cost for the co-combustion of sewage sludge containing 30-92.5 % dry matter is estimated to be EUR 46-52/t respectively.

Driving force for implementation: Operators of sewage plants had to look for new ways to treat the produced sewage sludge, as new legislation will not permit disposal any more from 2005 onwards and farmers are increasingly refusing to use the sludge as fertiliser. These developments provide an economically efficient co-combustion method for power plant operators.

Reference literature: [98, DFIU, 2001], [154, Maier, et al., 1999], [155, Buck and Triebel, 2000], [157, Rentz and Sasse, 2000].

EXAMPLE 8.2.3 CO-COMBUSTION OF SEWAGE SLUDGE IN A LIGNITE-FIRED FLUIDISED BED COMBUSTION PLANT WITH MERCURY CONTROL

Description: The presented CFBC boiler (Figure 8.6) has a rated thermal input of 275 MW and mainly produces steam for a lignite processing plant. After some initial tests of the co-combustion of sewage sludge, a mercury emission control device had to be installed to allow for continuous operation. For this purpose, the flue-gas duct was equipped with a device which can introduce lignite coke dust (produced in open-hearth process) into the flue-gas via a nozzle. After 20 metres, the loaded sorbent is separated in the ESP. In common entrained-flow reactors, the loaded coke is separated from the flue-gas in fabric filters. In this case, the fabric filter was renounced and the coke was separated in the existing ESP together with the particulate matter. The amount of sewage sludge in the total rated thermal input can be up to 4 %.

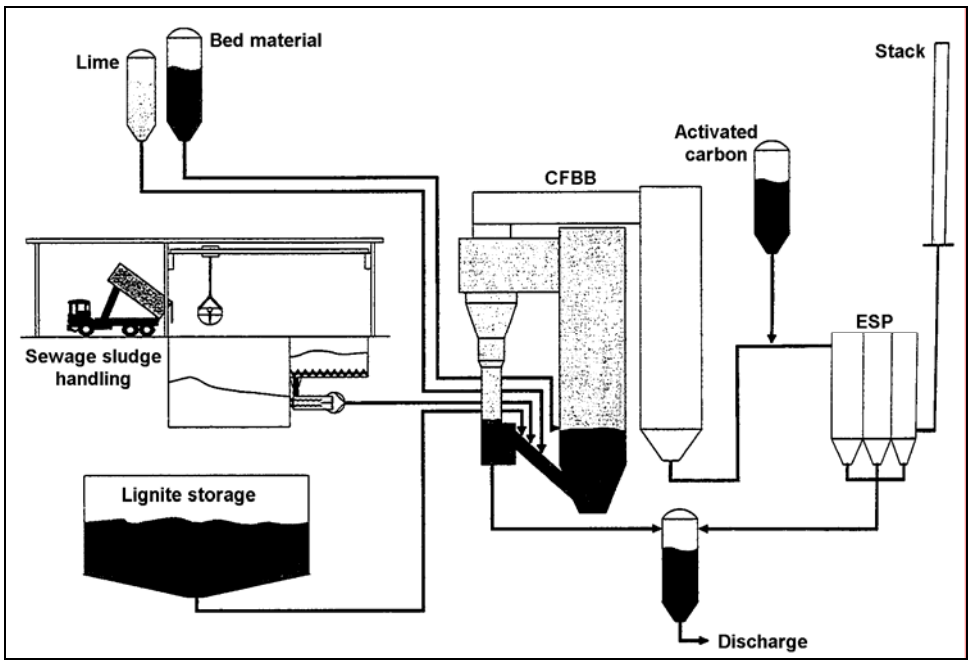


Figure 8.6: Injection of activated carbon into the flue-gas channel from a CFBB with co-combustion of sewage sludge
[75, Hein, et al., 2000]

Achieved environmental benefits: The energetic use of sewage sludge reduces the consumption of lignite. Thus consumption of resources is reduced as well as emissions of fossile CO_2. Mercury emission control reduces the atmospheric mercury emissions by up to 85 %, with the resulting emissions being far below the legal emission limit values.

Applicability: The co-combustion of sewage sludge in CFB plants has been shown to be technically viable if the share in the rated thermal input does not exceed 5 %. The emissions to the air do not change either (e.g. SO_2, NO_X) or may only marginally increase (e.g. heavy metals, dioxins, furans). Nearly 100 % of the non-volatile metals can be found in the fly ash. The only problem might be caused by mercury. The nozzling in of lignite coke in the example plant, is a well known control technique in waste incinerators to reduce heavy metals, dioxins and furans. The only restriction of this flue-gas cleaning process is the temperature, as there is a temperature limit of 170 °C which should not be exceeded.

Cross-media effects: The mercury control consumes about 70-80 kg/h of lignite coke. The loaded coke is separated from the flue-gas together with the fly ash and has to be disposed of. The mercury content in the fly ash increases from 1 mg of Hg/kg of fly ash to 2.7 mg Hg/kg fly ash, due to the loaded coke.

Operational data: The concentration of mercury in the flue-gas for co-combustion of sewage sludge without emission control was about 0.025 mg/Nm^3. The injection of lignite coke at a rate of 80 kg/h reduced the emissions by 75 to 85 %, i.e. to about 0.004 mg/Nm^3. Nearly the same separation efficiency could be reached with an injection rate of 50 kg/h, and this value was reached only two hours after starting the injection. This indicates, that it needs a certain time to build up an active cloud of coke dust inside the ESP to separate the mercury effectively. The input of lignite at full load amounts to 77 t/h, the input of sewage sludge amounts to 25 t/h. The characteristics of the two fuels are shown in Table 8.7.

	Water content %	Ash content %	Mercury content mg/kg dry matter
Lignite	52.5	1.75	0.09
Sewage sludge	73.2	12.6	1.33

Table 8.7: Characteristics of the lignite and the sewage sludge

The leachability of the fly ash does not change due to the addition of lignite coke. Thus the heavy metals remain fixed in the lignite coke.

Economics: Exact values for the lignite coke injection are not known. But the costs for the injection of coke lignite can be compared to those of an entrained-flow reactor. The investment for the presented technique should be far below that of an entrained flow reactor as the installation is simpler and no additional fabric filter is needed.

Driving force for implementation: The motivation for co-combustion is the potential economic benefit as from 2005 on, sewage sludges are not allowed to be disposed of anymore and alternative combustion in waste incineration plants or in special incineration plants for sewage sludge is expensive. The lignite coke injection was installed to comply with legal emission limit values.

Reference literature: [98, DFIU, 2001], [75, Hein, et al., 2000], [158, Wirling, et al., 2000], [159, Thomé-Kozminsky, 1998], [160, Rentz, et al., 1996].

8.3 Current consumption and emission levels in the co-combustion of secondary fuel in LCPs

8.3.1 Overview of secondary fuels co-combusted in LCPs

The co-combustion of secondary fuel impacts on the plant efficiency, emissions to air, and water also has effects on the quality of the combustion residues and by-products.

The amount of impact is determined by the way the properties of the secondary fuel differ from the main fuel. The main physico-chemical properties, which describe the quality of a fuel, are:

- calorific value
- ash content
- water content
- volatile matter, and
- chemical composition (especially C, H, O, N, S, Al, K, Na, P, Cl, F, as well as Hg and other metals).

The main types of secondary fuel that have been used for co-combustion in LCPs are shown in Table 8.8 and the most important ones on this list are sewage sludge and biomass/wood.

Type of secondary fuel	Examples of secondary fuel
Animal (by-) products	Animal meal, tallow, meat and bone meal Manure and chicken litter
Chemicals	Organic acids and liquid solvents Phosphor oven gas
Municipal waste	Waste paper Packing materials Plastics Refuse derived fuels (RDF)
Oily materials	Tar Waste oil
Recovered fuels	Fuels derived from different high calorific waste fractions
Sludge	Sewage Paper (such as de-inking, bio and primary sludges)
Tyres	Shredded tyres
Vegetables	Energy crops as willow Agricultural residues such as straw, cereal plants, pasture from landscape cultivation
Wood	Wood residues, demolition wood, waste wood, forest residues, wood chips Biomass pellets/briquettes

Table 8.8: Types of secondary fuel co-combusted in LCPs

Waste derived fuels are mainly solid or liquid with a significant amount of ash. For this reason co-combustion is more or less limited to the application in coal-fired boilers. Also some of these materials can be classified as hazardous, as they may be contaminated with hazardous materials. Table 8.9 to Table 8.11 also gives some examples of secondary fuels used in coal-fired power stations. They also show some examples of the composition of different types of secondary fuel used in LCPs. More information can be found in CEN proposals. In this context, reference is also given to Table 4.32 and 4.33 presented in Chapter 4 concerning the combustion of coal and lignite.

Parameter	Units	Range (lignite and hard coal)	Range (sewage sludge; municipal-industrial)
Water content	weight-%	3-60	65-75
Calorific value H_u	MJ/kg dry mass	7-38	9-12
Ash content	weight-%	3-17	40-60
Volatiles	weight-%	17-60	13-47
Fixer C	weight-%	19	1
C	weight-%	60-80	33-50
H	weight-%	3-9	4-7
N	weight-%	0.5-2	2-3
S	weight-%	0.5-3	0.5-2
Cl	mg/kg dry mass	200-300	500-3000
F	mg/kg dry mass	16-20	100-350
As	mg/kg dry mass	0.4-18	4-9.2
B	mg/kg dry mass	no data	30-55
Ba	mg/kg dry mass	no data	300-500
Be	mg/kg dry mass	0.1	0.9-2
Pb	mg/kg dry mass	0.4-50	15-412
Cd	mg/kg dry mass	0.02-5	4-6.5
Co	mg/kg dry mass	0.6-21	2-13.4
Cr	mg/kg dry mass	1.4-39.1	40-108.6
Cu	mg/kg dry mass	1-33	30-434
K	mg/kg dry mass	no data	1500-2300
Mn	mg/kg dry mass	88-160	210-1000
Na	mg/kg dry mass	no data	1100-4400
Ni	mg/kg dry mass	1.6-40.5	30-57
Hg	mg/kg dry mass	0.1-0.3	0.2-4.5
Se	mg/kg dry mass	no data	<5
Sb	mg/kg dry mass	1-5	2.4-8.5
Th	mg/kg dry mass	0.1-0.3	1.2-2
V	mg/kg dry mass	1-105	9-35.4
Sn	mg/kg dry mass	4	10-100
Zn	mg/kg dry mass	5-60	420-1600
AOX	mg/kg dry mass	no data	350

Table 8.9: Example of coal/lignite and sewage sludge compositions [64, UBA, 2000]

Because of the different origins of secondary wood fuel such as waste wood, demolition wood (with and without wood preservatives) and pressboard residues, the impurities and contamination levels may vary widely. Table 8.10 shows the variation in impurities and the contamination of different waste wood examples, where some of these contain wood treated with wood preservatives (e.g. demolition wood).

Element	Units	Waste wood A	Waste wood B	Waste wood C	Demolition wood
Nitrogen	(mg/kg)	n.a.	7600	7300	2400
Sulphur	(mg/kg)	1000	<20	5500	1700
Chloride	(mg/kg)	2000	200	320	1184
Fluoride	(mg/kg)	120	3	50	88
Cd	(mg/kg)	10	1	n.a.	4.1
Hg	(mg/kg)	1	<0.5	n.a.	1.5
As	(mg/kg)	2	1	n.a.	4
Co	(mg/kg)	2	n.a.	n.a.	4.1
Cu	(mg/kg)	1000	16	23	1388
Cr	(mg/kg)	120	19	32	48
Mn	(mg/kg)	100	n.a.	n.a.	n.a.
Ni	(mg/kg)	20	4	5	15.8
Pb	(mg/kg)	1000	140	510	762
Sb	(mg/kg)	10	n.a.	n.a.	11.8
Zn	(mg/kg)	20	12	n.a.	23.5
Note: n.a. = not available					

Table 8.10: Examples of waste wood types composition used in LCPs [75, Hein, et al., 2000]

Substance	Units	Bark	Larch - chips	Bark + chips + dried sewage sludge	Bark + chips + wood from demolition	Bark + chips + plastics	Bark + pressboard + plastics from electronic scrap recovery
Carbon	%	49.78	51.01	47.06	48.69	50.64	50.43
Hydrogen	%	5.41	6.10	5.59	5.77	5.73	5.75
Oxygen	%	36.98	42.28	30.06	36.17	36.85	34.95
Nitrogen	%	0.45	0.21	2.82	1.48	0.70	1.42
Total sulphur	%	0.04	0.02	0.40	0.12	0.05	0.09
Ash	%	7.34	0.38	14.07	7.77	6.03	7.37
Combustibles	%	92.66	99.62	85.93	92.23	93.97	92.63
Volatiles	%	69.06	83.04	66.70	72.71	71.39	70.56
H_o	kJ/kg	19658	20380	19111	19601	20112	20351
H_u	kJ/kg	18478	19050	17891	18343	18862	19097
Chloride	% Cl	0.000	0.000	0.112	0.035	0.071	0.135
Fluoride	% F	0.000	0.000	0.012	0.003	0.004	0.004

Table 8.11: Variation of impurities in different wood-secondary fuel mixtures [64, UBA, 2000]

8.3.2 The degree of secondary fuel co-combusted in LCPs

Table 8.12 presents some experiences with the co-combustion of secondary fuel in coal-fired power stations. The major part of these experiences concerns the co-combustion of less than 10 % on a thermal basis. References with higher co-combustion rates concern fluidised bed boilers or the co-combustion of separately pulverised wood in pulverised coal-fired boilers.

Large scale demonstrations have been performed with sewage sludge and wood chips. Table 8.12 includes an overview of power plants where secondary fuels have been co-combusted.

In Finland for example, about 400000 t/year (in 2000) of source separated waste is currently co-combusted in about 40 boilers, the proportion of waste fuel being 5-30 % of the main fuel. Recovered fuel is co-combusted most often in fluidised bed boilers, where the main fuel is peat, coal or wood fuel. The main components of the waste fuel are paper and board, certain known plastics materials and RDF. In this country, the quality categories and the quality control methods for waste-derived fuels for co-firing are prescribed by the national standard.

Country	Power (MW_e)	Secondary fuel	Co-firing degree thermal %	Handling of co-combustion fuel	Remarks
Austria					
	124	Biomass (bark)	3	The boiler has two air-cooled forward pushing grates at the bottom of the boiler with a capacity of 5 MW each.	In operation since 1994. See Section 8.1.4.3 for details
	137	Biomass	3	Gasification, gas burners and reburning	Gasified biomass is co-combusted as reburning fuel. In operation since 1997
Denmark					
	77.5	Straw	50	Fluidised bed combustion	Plant designed for coal/straw fuel mix
	125	Pulverised wood	20	Separate wood burners	Pulverised wood was burned in two specially adapted burners. No negative effects were noticed and it is expected that higher co-firing percentages should be possible. The NO_X emission was reduced by 35 % and the quality of the fly ash remained good.
Germany					
	170	Sewage sludge	11		
	195	Sewage sludge	3.5		
	235	Sewage sludge	3.5		
	280	Biomass pellets	Max 10 mass	Separate wood mills, wood burners	The biomass is pulverised in hammer mills and the boiler has a grate at the bottom..
	382	Sewage sludge	5		
	565	Sewage sludge	0		
	805	Sewage sludge	<0.5		
	913	Sewage sludge	1		
	930	Sewage sludge	5		
	1074	Sewage sludge	1.5		
	1280	Sewage sludge	0.07		
	1933	Sewage sludge	1.1		
Finland					
	>40 boilers	REF, RDF Selected municipal waste			
Italy					
	320 MW_e	RDF		Pulverised with coal	RDF is obtained from municipal solid wastes by mean of milling, magnetic separation of metallic material, trommeling and classification to separate organic fraction and inerts
	48 MW_{th}	RDF	10-15 % based on 33 MW_{th} only	Two solutions: 1) pulverised with coal, 2) dedicated feeding line	Co-firing has shown a higher level of unburned

Country	Power (MW_e)	Secondary fuel	Co-firing degree thermal %	Handling of co-combustion fuel	Remarks
The Netherlands					
	403	Phosphor oven gas Sludge	3	Separate gas burners Pulverised with coal	In operation since 1996 Large-scale tests
	518	Liquid organic residue	1		In operation since 1995
	518	Biomass pellets	5	Pulverised with coal	In operation since 1998
	600	Waste wood	3	Separately milled, wood burners	In operation since 1995
	600	Waste wood	5	Gasification with gas cleaning, gas burners	In commissioning in 2000
	630	Dried sewage sludge	3	Pulverised with coal	Several large scale tests
	645	Paper sludge	Max 10 mass	Pulverised with coal	In operation since 1997
US					
		Wood (willow)	Max 10 mass	Separate wood mills, wood burners	
		Wood	Max 5 mass	Pulverised with coal	
	2x25	Wood/RDF	50/15	Bubbling fluidised bed combustion	
	54	Wood	Max 40		Short test, natural gas support burner
	100	Wood (saw-dust, lopping)	Max 13.5 masss		Large-scale test, increased excess air, decreased steam temperatures
	350	Refuse-derived fuel	6		
	560	waste wood	5		Cyclone combustor

Table 8.12: Experience with co-combustion in some LCPs in some EU Member States and the US [58, Eurelectric, 2001]

8.3.3 General effects of the co-combustion of secondary fuel

The handling, and in particular the combustion, of secondary fuel can lead to complications according to the emission levels, the plant efficiency and availability as well as the quantity and quality of the residues, by-products and waste water. These effects are influenced by the nature of the secondary fuel, in particular with regard to its:

- toxicity (also pathogenic germs)
- explosion risk (gaseous fuels and dust explosions)
- flammability (liquid fuels)
- moisture content of the fuel
- spontaneous heating (biomass)
- odour
- fluidity (for sludge and solids)
- grindability.

These aspects have to be addressed when choosing the fuel to enable proper and safe co-combustion of the secondary fuel.

8.3.4 Effects of co-combustion on plant efficiency

When the boiler is fired with a fuel mix, the power station efficiencies of the conversion of the energy inputs of the individual fuel streams to the energy output have to be determined. This means that, in order to determine the effect of co-combustion on plant efficiency, the conversion from secondary fuel to energy output as well as the influence of co-combustion on the main fuel conversion have to be considered.

The efficiency of the conversion from waste to energy is influenced by:

- moisture content of the fuel
- fuel reactivity
- grindability of the fuel
- efficiencies of the required pretreatment processes before combustion
- required house load for handling and pretreatment of the fuel
- calorific value
- ash content.

The co-combustion of secondary fuel can influence the conversion of the main fuel to energy output in the following ways:

- excess air may be needed to ensure proper combustion
- flue-gas temperature and flow in the boiler may change
- there may be an increase in unburned carbon in the fly ash
- steam temperatures may change
- the efficiency may be affected by the drying of secondary fuel on- or of-site.

Typical examples of the efficiency of the conversion of secondary fuel to electricity, compared with the efficiency of the main fuel are given in Table 8.13.

Example cases	Efficiency changes	Remarks
Effect of co-combustion of wood	4-5 % of the coal will be replaced with pulverised wood. This capacity is based on the availability of the wood rather than on the co-combustion capacity of the boiler. The increase in the moisture content of fuel has only minor effects on efficiency when a lower heating value is used	Wood chips, with a maximum dimension of 3 cm, are transported to the power station in containers and stored on an area that has a capacity for one day's co-combustion of wood. After unloading the containers, a conveyer belt transports the wood to a hammer-mill. The fine particles are fed to a dust collector; the coarse particles are stored in one of the day bunkers. Wood chips from these bunkers are fed to two mills to grind the wood to a powder with specified particle dimensions (90 % <800 µm). Together with the pulverised wood from the hammer-mills, the wood powder is transported to a silo near the boiler. A dosing system distributes the wood over the wood burners, which are located below the coal burners
Effect of co-combustion of sewage sludge and manure. How efficiency is affected by the drying of secondary fuel	Furthermore, the high moisture content of the fuel will adversely affect the boiler performance	Fuel that is too wet to be dried in a coal mill has to be dried before mixing with the main fuel. Typical examples of secondary fuel that often have to be dried are sewage sludge and manure (e.g. chicken litter), with moisture contents exceeding 50 %. The drying capacity of a coal mill can be too low to dry these fuels sufficiently

Table 8.13: Examples of some of the effects of co-combustion on LCP efficiency

8.3.5 Effect of co-combustion on plant performance

Apart from the possible influence on plant efficiency caused by humidity or ash content, co-combustion may also influence the plant performance. This may result in a decrease in the nominal load, or the load control speed of the power plant, caused by the capacity constraints of the components. For example, the capacity of the induced draft flue-gas fans can limit the co-combustion factor of wet fuels. Plant performance (and availability) may also be influenced by corrosion (due to the sulphur and chlorine content of the fuel), erosion, slagging or fouling (due to the alkali content of the ash) of the boiler. Adapting the LCP equipment for the pretreatment or pre-conversion of the fuel, or limiting the degree of co-combustion, helps to prevent a decrease in plant performance.

The influences on plant efficiency and plant performance increase as the secondary fuel deviates more from the original design fuel(s) of the boiler. The following list details a few ways in which the co-combustion of secondary fuel may affect the LCP performance:

- existing design capacity of power station equipment (e.g. caused by higher wet flue-gas flow in the co-combustion of wet fuels)
- combustion aspects of secondary fuel such as ignition, flame stability, flame temperature, NO_X formation and burnout, which may differ from main fuel
- slagging and fouling, influenced by chemical composition of the ash (especially potassium, sodium, sulphur) and melting trajectory of the ash
- thermal behaviour of the boiler, especially radiant and convective heat exchange
- corrosion and erosion by salts of boiler parts (caused by sulphur and chlorine compounds in the fuel and the operating conditions in the boiler combustion, e.g. the reducing air)
- quality and behaviour of the by-products and combustion residues
- emissions to the air caused by the sulphur, chlorine, heavy metals, organic substances, etc. content in the secondary fuel
- emissions to water caused by the sulphur, chlorine, heavy metals, organic substances, etc. content in the secondary fuel
- impacts on the flue-gas cleaning units due to changes in the composition of the flue-gas (especially deactivation of the DENOX catalysts by alkalis, As, P or F; increased fly ash separation by ESP; affects on the FGD)
- air and water emissions from waste pretreatment (e.g. drying of sewage sludge).

Table 8.14 shows some examples of the most important effects of the co-combustion of secondary fuel on the performance of LCPs.

Secondary fuel	Comments	Performance effects
Animal meal	Effect on the calorific value	Problems created by the phosphorus, chlorine and alkaline metals of the secondary fuel
Meat and bone meal		Effect of the phosphorus creating calcium phosphate that creates plugging. Other problems are the alkaline metals (sodium potassium) and chlorine.
Tallow	This is typically used as a substitute to fuel oil	It can contain more than 0.05 % phosphorus and create problems.

Table 8.14: Effects caused by secondary fuel when co-combusted in LCPs

8.3.6 Effects of co-combustion on emissions to air

The chemical properties of the co-combusted secondary fuel are the principal determinant factors for air emissions. Elevated concentrations of elements in the secondary fuel such as mercury, compared to the concentrations of those elements in coal or lignite, will correspondingly result in higher air emissions from the stack. Air emission control measures may even out the differences, which can arise from additional emissions generated by co-combustion.

8.3.6.1 Particulate matter

Dust emissions from the stack may change with co-combustion due to different physical and new chemical composition of ash which can modify especially the ESP performance. However, dry solid fuels that can release very fine particles, could give rise to fugitive dust emissions, especially in handling and storage areas. Dust emissions can depend on the secondary fuel especially if the ESP performances are modified by the new composition of the ash.

Particulate matter is present in flue-gas for a number of reasons. Some of it is related to the ash entrained into the flue-gas by turbulent conditions in the combustion chamber. Light fuels such as straw are particularly prone to this. Similarly, the flue-gas can entrain partially burned fuel.

Compounds and metals such as cadmium and especially mercury volatilised in the combustion chamber can condense into particulate matter when the temperature drops after combustion. This material can form a submicron fume that can be difficult to remove. Particulates can also be generated by routine online cleaning such as during sootblowing.

8.3.6.2 Acid gases

Depending on the type of secondary fuel used, higher emissions of acid gases may result. These gases are hydrogen chloride, sulphur dioxide, hydrogen fluoride and nitrogen oxides. The concentration of various compounds in the secondary fuel will determine the levels of respective acid gases in the flue-gas and the abatement measures applied.

8.3.6.3 Carbon oxides

The fossil CO_2 emissions decrease when renewable secondary fuel is co-combusted. This is one of the primary goals and achievements of the co-combustion of biomass. Due to the replacement of the primary fossil fuel, the emission of 'fossil CO_2' decreases, whereas the CO_2 originating from the biomass is not accounted for. CO_2 reduction is generally the argument in favour of the co-combustion of biomass, even to counter the argument that emissions into the air of other components might increase somewhat. Emissions of carbon monoxide do not rise significantly in co-combustion.

8.3.6.4 Halides

Halide emissions may be higher in the co-combustion of secondary fuels with high Cl and/or F contents. Chloride and fluoride are not completely abated by the typical flue-gas cleaning installations of coal-fired power plants, for example. The concentrations of these components can be high if compared to the emission values generated by waste incinerators. Emissions, mainly of fluoride, are higher when a gas-gas heat-exchanger is applied for reheating the cleaned flue-gases from the FGD.

8.3.6.5 Nitrogen oxides

The waste or recovered fuel may have a beneficial or detrimental impact on NO_X emissions depending on how similar the waste or recovered fuel is to the coal with which it is co-fired. High volatile coals may increase the flame temperature, thereby potentially forming more NO_X. Secondary fuel with a high percentage of moisture ignites slowly with a low adiabatic flame temperature, thereby forming less NO_X. Installations with NO_X abatement techniques have higher flexibility in accepting secondary fuels with a higher fuel-nitrogen content.

8.3.6.6 Sulphur oxides

Secondary fuels with much higher sulphur contents than the main fuel (coal, lignite peat) can sometimes cause only marginally higher flue-gas concentrations, assuming an adequate SO_2 removal from the flue-gas. However, many of these secondary fuels may have a lower sulphur content than the primary fuel. In this case, the overall emissions of sulphur compounds may decrease.

8.3.6.7 VOCs and dioxins

Volatile organic compounds (VOCs) in the flue-gas represent unburned fuel. Co-combustion may lead to an increase in the emissions of VOCs. However, the emissions of hydrocarbons, volatile organic compounds and PACs do not change significantly in co-combustion when a good burnout is achieved [58, Eurelectric, 2001].

Polychlorinated dibenzo-p-dioxins and polychlorinated dibenzo-furans ('dioxins and furans') are one particular type of VOC, dioxin being a generic term for over 200 such compounds.

Dioxins and dioxin-precursor substances can be present in secondary fuels, such as demolition wood, refuse derived fuel (RDF), in small quantities that are destroyed in the combustion chamber. However, they can reform by the so-called 'de-novo synthesis' process subsequently, from precursors such as chlorinated benzenes, PCBs or non-chlorinated precursors, where there is an associated supply of inorganic chlorine. The mechanism for their reformation is not fully understood, but it is thought that the presence of copper, soot and fly ash can assist in the process, which occurs mostly between the temperatures of 200 and 450 ºC. Due to these effects, it has been identified that co-combustion of certain types of waste may result in higher dioxin emissions. Dioxin emissions can be reduced with an activated carbon injection to flue-gases.

However, emissions of dioxins and furans from coal-fired plants are low due to their specific combustion characteristics and the sulphur content of the fuel which impedes the formation of these compounds. This does not change with co-combustion, even with secondary fuel with a high chlorine content.

8.3.6.8 Metals

Metals (e.g. heavy and toxic metals) are already present to a certain extent as natural elements in fossil fuels. Secondary fuels such as sewage sludge and fuel derived from waste or the demolition of wooden constructions may contain metals, as shown in Table 8.9 and Table 8.10, in a higher quantity than conventional fuel. Waste oil produces little ash and so toxic metal compounds present in the fuel are unlikely to end up in the flue-gas.

Some metals remain in the furnace bottom ash whilst others in the flue-gas may condense downstream from the combustion chamber, where they become particulates. Some highly volatile metal compounds such as cadmium, mercury, talium and selenium will remain in the vapour phase or in an ultrafine fume. In considering (compositions of) secondary fuel, the Hg concentration is typically one of the most critical of all the elements because of its volatility [58, Eurelectric, 2001]. Due to limitations of the waste input (only a few per cent of the total thermal input of a power plant come from co-combusted waste) and due to comparable low concentrations of Hg in the raw gas of pure coal fired power plants, the raw gas concentration of Hg will not rise significantly as a result of dilution effects (furthermore, the limit of detection is often the restricting parameter). However, emitted loads will increase as a result of the very high flue-gas volumes. Looking at the total emission of other heavy metals, some increase is possible due to possibly higher concentrations of Pb, Co, Tl, and Se [58, Eurelectric, 2001].

The average costs of retrofitting additional control techniques to reduce the concentration of Hg in the clean flue-gas are presented in the following table.

Coal type (sulphur content)	Existing air pollution control device	Retrofit Hg control	Current cost (US cents/kWh)	Project cost (US cents/kWh)
Bituminous (3 % S)	Cold-side ESP + FGD	PAC	0.07-0.12	0.04-0.07
	FF + FGD	PAC	0.03-0.05	0.02-0.03
	Hot-side ESP + FGD	PAC + PFF	0.15	0.09
Bituminous (0.6 % S)	Cold-side ESP	SC + PAC	0.1-0.18	0.06-0.1
	FF	SC + PAC	0.4-0.08	0.03-0.05
	Hot-side ESP	SC + PAC + PFF	0.18-0.38	0.1-0.23
Sub-bituminous (0.5 % S)	Cold-side ESP	SC + PAC	0.012-0.19	0.07-0.11
	FF	SC + PAC	0.04-0.11	0.03-0.07
	Hot-side ESP	SC + PAC + PFF	0.14-0.27	0.09-0.16

Notes:
FF = Fabric filter precipitator **FGD = Flue-gas desulphurisation** **ESP = Electrostatic**
PAC = powdered activated carbon; **PFF = polishing fabric filter;** **SC = Spray cooling**

Table 8.15: Estimates of current and projected annual operating costs for retrofitting mercury emission control technologies
[171, UN ECE, 2002]

8.3.6.9 Plume

Fuels with high moisture contents, such as poultry litter, are susceptible to visible plume formation. There are three generic techniques for conditioning exhaust gases to prevent visible plume formation from the stack:

- exhaust gas reheating
- exhaust gas condensation
- flue-gas temperature control.

Condensation techniques produce large volumes of liquid for disposal, which can be contaminated by polluting substances and may require treatment by neutralisation.

8.3.6.10 Odour

The storage and handling of secondary fuel such as odorous sludge can generate odour emissions. Especially drying installations need provisions against odour emissions. Depending on the fuel and the local situation, transportation and storage should take place in closed areas.

8.3.7 Effects of co-combustion on emissions to water

Co-combustion of secondary fuel may affect the emissions to water. However, most sources of waste water like cooling water, condensate or demineralised waste water are not influenced by co-combustion. The sources of waste water that may be influenced are:

- rinsing waters from solid fuel storage and surface run-off (rainwater)
- the common factor in all dewatering (drying) processes is that the water separated (filtrate or decant water) is polluted to differing extents. This is particularly true when dewatering at higher temperatures and represents a weighty secondary pollution of the sewage treatment plant
- as described in Chapter 3, flue-gas desulphurisation is the main source of waste water, as it removes SO_2 as well as other pollutants, such as heavy metals, from the flue-gases. The heavy metal concentrations in the effluent of the waste water plant is, to a high extent, independent of the influent concentrations and will, therefore, not be affected by co-combustion
- dust control with water of open fuel storage can result in waste water, if this water is not internally reprocessed, which is normally the case for coal storage. If secondary fuel is not stored and handled properly, rainwater may also be contaminated unnecessarily. 'Good housekeeping' will prevent substances being spilled and transferred to drains
- condensation techniques applied to plume conditioning produce large volumes of liquid for disposal, which can be contaminated by polluting substances and may require waste water treatment
- the storage and handling of liquid secondary fuels may be diluted into the waste water treatment system. The use of wet sludge spread out over the coal in the coal yard might also typically involve dilution into the waste water treatment system.

8.3.8 Effects of co-combustion on quality of combustion residues and by-products

Basically, the starting point for co-combustion is to prevent a decrease of the quality of combustion residues and by-products. This has to be achieved by pretreatment of the secondary fuel or by limiting the degree of co-combustion. The quality of residues and by-products has two aspects-technical and environmental quality:

- technical quality is the expression of various parameters, which together determine, to a large extent, the applicability of the by-product. Apart from the purely technological parameters (e.g. stiffness, porosity, particle size, moisture content), the contents of elements such as chloride, phosphorus, sulphate and carbon are also important. This applies especially to ashes in concrete and cement. Technical requirements will normally be issued by the (association of) construction industry. As the composition of the ash can be different than without secondary fuel, valorisation can be a problem. (not all the secondary fuels are normally EN-450 on ash in concrete
- environmental quality of the by-product is the expression of how heavy metals can leach from the product in which they are applied, to the environment. Leaching characteristics determine, apart from the technical properties, if the by-products are allowed to be applied for the products they are used for.

The impact of co-combustion on the by-product quality has been extensively investigated and reported in some countries, such as in the Netherlands. Given the high removal rates of ESP, more than 99 % of the elements are found in the ashes. Generally, changes in the composition of the fuel will result in changes in the composition of ashes with the same magnitude. More specifically, elements that do not vaporise in the combustion process will have the same concentration in all ash types. For more volatile elements, however, redistribution takes place in the sense that they will be found more in fly ash and flue-gases upstream from the ESP than elements that do not vaporise.

The conclusion is, ash composition in the event of co-combustion will change correspondingly with other compositions of the secondary fuels. The elemental composition of the by-products can be predicted to an extent that it is possible to determine the margins of which, when and to what quantities secondary fuels can be co-combusted.

Ash composition, in the case of co-combustion, will change correspondingly with other compositions of the secondary fuel. The elemental composition of the by-products can be predicted to such an extent that it is possible to determine the margins of which, when, and to what quantities secondary fuel can be co-combusted.

Heavy metals (some less, some more) have the risk of leaching into the environment after they have been exposed to water for a very long time. Leaching characteristics are less important for fly ash when it is used in immobilised applications in the cement and concrete industry.

Bottom ash, however, applied for example as a layer under a road, can involve leaching of some elements in the long term. A shift in microelemental composition and leaching may pose a constraint to the application of bottom ash as a consequence of co-combustion.

Gypsum will hardly be affected by changing the composition of the fuel. There is no hazard of leaching, as the product is applied principally inside buildings, where contact with water is not the issue. But according to quality requierements, gypsum is normally washed before it leaves the power plant.

Filter ashes of pretreatment processes, such as gasification or CFBs, are generally more difficult to apply and may have to be sent for disposal. Techniques to immobilise the microelements can open possibilities for applications.

For an overall evaluation of the environmental impact of heavy metal concentrations, the immobilising and stabilising of heavy metals in the residue should be taken into account as well as the calculation of the total content. The extent of immobilisation can be calculated from the heavy metal concentrations in the eluate. Table 8.16 and Table 8.17 show the effect of co-combustion on combustion residues such as dry sorption residues and coarse ash in comparison with regular fuel. It can be seen that the concentrations of Hg (factor 2), Pb (factor 3) and Cd (factor 4) are increased in the mixture fly ash dry sorption residue. Also, the concentrations of Pb, Zn, Cu and Cr are increased in the coarse ash which makes material recovery impossible. However, leaching behaviour was not notably influenced.

	Dry sorption residues			
	Total content (mg/kg)		**Eluate content (mg/kg)**	
	Coal	**Co-firing of about 10 % sewage sludge**	**Coal**	**Co-firing of about 10 % sewage sludge**
Al	2.9	3.4-3.6	12	8.5-11
As	34	31-37	<0.2	<0.2
Cd	<2	4-7	<0.1	<0.1
Cr	49	55-64	0.91	0.81-0.85
Cu	135	80-140	<0.1	<0.1
Hg	0.6	0.6-1.3	<0.01	<0.01
Ni	91	93-100	<0.2	<0.2
Pb	230	228-650	<0.3	<0.3
Zn	140	245-570	<0.2	<0.2

Table 8.16: Effect of co-combustion on combustion residues [64, UBA, 2000]

	Coarse ash			
	Total content (mg/kg)		Eluate content (mg/kg)	
	Coal	Co-firing of about 10 % sewage sludge	Coal	Co-firing of about 10 % sewage sludge
Al	4.4	4.8-5.9	21	8.8-133
As	11	11-13	<0.2	<0.2
Cd	<2	<2	<0.1	<0.1
Cr	59	86-260	0.11	<0.1-0.12
Cu	80	590-7800	0.1	0.1-0.23
Hg	<0.2	<0.2	<0.01	<0.01
Ni	70	130-290	<0.2	<0.2
Pb	57	130-3400	<0.3	<0.3-1.7
Zn	100	190-5590	<0.2	0.2-1.1

Table 8.17: Effect of co-combustion on combustion residues [64, UBA, 2000]

Table 8.16 and Table 8.17 show that the possibility of mobilising the heavy metals in the residue from co-firing is generally relatively low due to the high temperatures in the boiler (vitrification effect).

Furthermore, the possibility of elution of the heavy metals is greatly reduced due to the compact nature of the residue after humidification. This is such that, relative to residues from conventional fuel (hard coal), no increase in concentrations in the eluate were detected, in particular where the product had been stabilised.

8.4 Zu betrachtende Techniken zur Bestimmung von BVT zur Mitverbrennung von Abfällen und Ersatzbrennstoffen

Dieses Kapitel beschreibt zu betrachtende Techniken für die Bestimmung von BVT zur Vermeidung und Verminderung von Emissionen, die durch Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen erzeugt wurden. Sämtliche Techniken sind derzeit kommerziell verfügbar. Die zu betrachtenden Techniken in diesem Kapitel werden allgemein beschrieben, sie sind jedoch im Kontext mit folgenden vorhergehenden Kapiteln zusehen:

- angewandte Verfahren und Techniken (Kapitel 8.1)
- Voraussetzungen für Reinigungstechniken (Kapitel 8.1)
- Beispiele für Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen (Kapitel 8.2)
- Auswirkungen der Mitverbrennung auf Emissionen und die Qualität von Nebenprodukten (Kapitel 8.3).

Um Doppelbeschreibung in diesem Dokument zu vermeiden, wird hier auf die Umweltmanagementsysteme (EMS) im Kapitel 3.15 verwiesen.

8.4.1 Techniken zum Lagern und Umschlagen staubender und riechender Ersatzbrennstoffe

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrun-gen	Medienüber-greifende Auswir-kungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüs-tungsfähig				
Transport von staubigen und/oder riechenden Brennstoffen, z.B. Schlamm, in geschlossenen oder abgedeckten Behältern	Minderung von riechenden und diffusen Emissionen	möglich	möglich	groß			
Entladen von staubigen und/oder riechenden Brennstoffen in geschlossenen Entladegebäuden, ausgerüstet z.B. mit Absaug-vorrichtungen, die riechende Luft direkt zur Brennkammer oder dem Brenner leiten, wo sie als Feuerungsluft dienen kann	Minderung von riechenden und diffusen Emissionen	möglich	möglich	groß			
Lagerung staubiger und/oder riechender Brennstoffe in geschlossenen Silos oder Bunkern	Minderung von riechenden und diffusen Emissionen	möglich	möglich	groß			
Einsatz von Absauganlagen mit nachgeschalteten Reinigungsvorrich-tungen in Silos, Bunkern und Magazinen zur Lagerung von Abwasserschlamm. Die riechende Luft kann direkt zur Brennkammer oder dem Brenner geleitet werden, wo sie als Feuerungsluft dienen kann.	geringe Emissionen in die Umwelt und geringe Konzentrationen von Methan in Sammelbehäl-tern, und dadurch vermin-dertes Explosionsrisiko	möglich	möglich	groß			Ohne Absauganlagen kann das Explosionsrisiko wegen hoher Methankonzentrationen hoch sein. Die Produktion von Methan kann besonders innerhalb des Sammel-behälters bei mechanisch getrocknetem Schlamm wegen seines hohen Wassergehalts auftreten.

Tabelle 8.18: Techniken der Lagerung und des Umschlags von Ersatzbrennstoffen

8.4.2 Techniken zur Vorbehandlung von Ersatzbrennstoffen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienüber-greifende Auswir-kungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anla-gen	nachrüs-tungsfähig				
Trocknung	Sicherung hoher Leistungsfähigkeit des Kessels. Brennstoff mit hohem Feuchtigkeitsgehalt kann verwendet werden.	möglich	möglich	groß	Zusatzenergie wird benötigt für Trocknung	anlagen-spezifisch	Obwohl der hohe Feuchtigkeitsgehalt des Brennstoffs die Kesselleistung beeinträchtigt, ist es wirtschaft-licher, mechanisch getrockneten Abwasserschlamm mit hohem Wassergehalt in einigen Fällen zu verfeuern, weil thermische Trocknung auch kosten-intensiv und energieaufwändig ist. Weitere Infor-mationen sind dem BVT-Merkblatt über Abfallbehandlung zu entnehmen
Solartrocknung von Abwasser-schlamm	geringer Energiebedarf	möglich	möglich	groß	Tendenz zu riechenden Emissionen	anlagen-spezifisch	Der benötigte Platz sollte verfügbar sein. Weitere Informationen sind dem BVT-Merkblatt Abfallbehandlung zu entnehmen
Pyrolyse	Einfluss von Ersatzbrennstoffen auf Kesselleistung wird verringert. Vielfältige Ersatzbrennstoffe können benutzt werden.	möglich	möglich aber abhängig von Kon-struktion des Hauptkessels	begrenzt	Zusatzenergie wird benötigt für Pyrolyse-Reaktor	anlagen-spezifisch	Pyrolyse kann eine attraktive Option für Ersatzbrennstoffe sein, die nicht in einer (Kohle) Mühle auf die notwendige Größe zur Mitverbrennung in einer stein- oder braunkohlenbefeuerten Anlage zermahlen werden können. Diese Vorbehandlung ist notwendig um entsprechenden Ausbrand im Kessel aufgrund der kurzen Verweilzeit des Brennstoffs in der Feuerung sicherzustellen. Weitere Informationen in: BVT-Merkblatt Abfallverbrennung.
sauerstofflose Faulung	Methanbildung aus Ersatzbrennstoff hat mehrere Vorteile, da die Produkte leicht in den Kessel gelangen. Vielfältige Ersatzbrennstoffe können benutzt werden.	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	Der Ersatzbrennstoff muss biologisch abbaubar sein. Der Reaktor arbeitet bei niedrigen Temperaturen fast ohne Korrosion. Er lässt sich leicht betreiben bei hohem Wassergehalt. Weitere Informationen in: BVT-Merkblatt Abfallbehandlung.
Vergasung	Große Mengen von Ersatzbrennstoffen mit hoher Konzentration von Schwer-metallen (besonders Hg) können mitverbrannt werden nach Vergasung und Reinigung des erzeugten Gases	möglich	möglich aber abhängig von Kon-struktion des Hauptkessels	begrenzt		anlagen-spezifisch	Weiter Informationen in den BVT-Merkblättern über Abfallbehandlung und Abfallverbrennung
Vorverbrennung	Ersatzbrennstoff, der in kohlenstaubgefeuerten Kesseln nicht richtig verfeuert werden kann						Das BVT-Merkblatt über Abfallverbrennung ist zu konsultieren

Table 8.19: Techniken zur Vorverbrennung von Ersatzbrennstoffen

8.4.3 Techniken zum Einbringen von Ersatzbrennstoffen in die Feuerung

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienüber-greifende Auswir-kungen	Wirtschaft lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüs-tungsfähig				
Mahlen mit Hauptbrennstoff	Ein heterogener oder schlecht gemischter Brenn-stoffstrom mit ungleicher Verteilung kann die Zündung und Verbrennung im Kesser beeinflussen und ist zu verhindern	möglich	begrenzt	groß			Mischen ist nur möglich, wenn das Mahlverhalten des Hauptbrenn-stoffs und Ersatzbrennstoffs mehr oder weniger gleich ist, wobei die Menge des Ersatzbrennstoffs sehr klein ist, verglichen mit dem Haupt Brennstoffstrom .
Nutzung separater Lanzen	vielfältige Ersatzbrenn-stoffe, besonders flüssige Brennstoffe, können benutzt werden.	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	Separate Lanzen sind erforderlich für solchen Ersatzbrennstoff, der nicht mit dem Hauptbrennstoff vermischt werden kann. Separate Lanzen werden auch angewandt, wenn der Ersatzbrennstoff als Nachbrennstoff benutzt wird, um NO_X -Emissionen zu mindern.
Zusatzrost am Kesselboden	vielfältige Ersatzbrenn-stoffe, besonders Biomasse, können benutzt werden	möglich	möglich	in neuen Anlagen angewandt	keine	nicht verfügbar	
Spezialrost für den Ersatzbrennstoff	vielfältige Ersatzbrenn-stoffe, besonders Biomasse, können benutzt werden	möglich	sehr begrenzt	meist in neu-en Anlagen angewandt	keine	nicht verfügbar	Die Installation eines solchen Rosts erfordert viel freien Platz unter dem Kessel, wo er selten vorhanden ist.
gemeinsame Zuführung von Haupt- und Ersatzbrennstoff	Gute Leistung des Wirbelschichtkessels	möglich	möglich	groß	keine	nicht verfügbar	

Tabelle 8.20: Techniken der Zuführung von Ersatzbrennstoffen in die Feuerung

8.4.4 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Luftemissionen durch Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienüber-greifende Auswir-kungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüs-tungsfähig				
Allgemeine Probleme							
Sorgfältige Auswahl der Abfälle zur Mitverbrennung. Genaue Kenntnisse ihres Ursprungs, ihrer physikalisch-chemischen Parameter und ihres Gefahrenpotentials. Ersatzbrennstoff sollte periodisch analysiert werden, um die Qualität der Abfälle für die Mitverbrennung zu prüfen.	Bessere Kenntnisse über Ersatzbrennstoffe hilft, unerwartete Spitzenwerte von Schadstoffen zu vermeiden und verhindert Schäden am Kessel durch Korrosion.	möglich	möglich	groß			Die Zusammensetzung und Eigenschaften des Abfalls und der Biomasse müssen bei der ersten Lieferung umfassend bestimmt werden, wobei folgende Angaben gemacht werden: Name und Adresse der Lieferanten, Masse, Eigentümer und Herkunft des Abfalls, Wasser und Aschegehalt, Heizwert, Gehalt an Chloriden, Fluoriden, Schwefel und Schwermetallen
Begrenzung des prozentualen Anteils der mitzuverbrennenden Abfälle.	Begrenzung von zusätzlicher Umwelteinwirkung	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	
Vergasung	Große Mengen von Ersatzbrennstoffen mit hohen Konzentrationen von Schwermetallen (besonders Hg) können nach Vergasung und Reinigung des erzeugten Gases mitverbrannt werden.	möglich	möglich, aber abhängig von Konstruktion der Hauptkessels	begrenzt		anlagen-spezifisch	Mehr Informationen in BVT-Merkblättern über Abfallbehandlung und Abfallverbrennung

Table 8.21: Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Luftemissionen durch Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen

Technik	Umweltnutzen	Anwendbarkeit		Betriebs-erfahrungen	Medienüber-greifende Auswir-kungen	Wirtschaft-lichkeit	Hinweise
		neue Anlagen	nachrüs-tungsfähig				
Staub							zu betrachtende Techniken bei der Bestimmung von BVT in den brennstoffspezifischen Kapiteln können auch berücksichtigt werden, wenn Ersatzbrennstoffe mitverbrannt wird. Jedoch kann die Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen folgende Auswirkungen haben: • Änderung des Volumens und der Zusammensetzung des Abgases mit Auswirkungen auf die Wärmeübergang und dieAbgasreinigungssysteme (z.B. Deaktivierung von SCR-Katalysator durch As, P, F und alkalische Metalle) sowie Interferenz mit REA-Systemen • gute und gleichmäßige Verbrennungsbedingungen sind zu schaffen (einschließlich Flammenstabilität, Temperatur, Bildung einer oxidativen Atmosphäre an der Kesseloberfläche, Vermeidung der Bildung von 'Bändern' (strands) • erhöhte Emissionen in die Luft (besonders Emissionen von Hg, Schwermetallen, Dioxinen und Furanen, HCl, HF, unverbrannter Kohlenstoff und CO) können auftreten. Insbesondere, wenn Ersatzbrennstoffe mit höherem flüchtigen Metallgehalt (Hg) als bei konventionellem Brennstoff angewandt wird, ist zusätzliche Eindüsung von Aktivkohle eine Technik, die bei der BVT-Bestimmung berücksichtigt werden sollte.
Elektrofilter	Minderung von Staub und Schwermetallen	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	
Gewebefilter	Minderung von Staub und Schwermetallen	möglich	möglich	groß			
SO_2							
nasse, halbtrockene oder trockene REA-Techniken	Minderung von SO_2, HCl, HF-Staub und Schwermetallen	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	
NO_X							
Primär- und/oder Sekundär-maßnahmen	Minderung von NO_X	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	
Schwermetalle und andere Stoffe wie beispielsweise VOC und Dioxine							
Elektrofilter oder Gewebefilter, nasse, halbtrockene oder trockene REA-Techniken und, als Zusatzoption, Eindüsung von Aktivkohle	Verminderung von SO_2, HCl, HF-Staub und Schwermetallen (besonders Hg) sowie flüchtige organische Verbindungen und Dioxin	möglich	möglich	groß		anlagen-spezifisch	
Hinweis: Zur Verminderung von Luftemissionen können auch andere Techniken angewandt werden; daher wird auf die Kapitel des BVT-Merkblattes verwiesen, in denen verfügbare Techniken für feste, flüssige und gasförmige Brennstoffe beschrieben werden, und auf Kapitel 3							

Tabelle 8.22 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Luftemissionen durch Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen

8.4.5 Techniken zur Vermeidung und Verminderung von Wasserverunreinigungen durch Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen

Mehrere Techniken zur Verminderung von Wasserverunreinigungen werden in Betracht gezogen:

- Allen Entwässerungs-(Trocknungs-)-Verfahren ist gemein, dass das abgeschiedene Wasser (Filtrat oder dekantiertes Wasser) in unterschiedlichem Maß verunreinigt ist. Das trifft insbesondere auf Entwässerung bei hohen Temperaturen zu und stellt eine beträchtliche Sekundärkontamination der Abwasseraufbereitungsanlage dar. Die Abdämpfe und das Abgas aus der Trocknung des Abwasserschlamms können zur Verbrennung in den Kessel geleitet werden.
- Staubminderung mithilfe von Wasser in einem offenen Brennstofflager kann Abwasser erzeugen, sofern dieses Wasser nicht intern behandelt wird, was i.d.R. bei Kohlelagerung der Fall ist. Falls Sekundärrohstoff nicht ordnungsgemäß gelagert und befördert wird, kann auch Regenwasser unnötigerweise kontaminiert werden. Durch 'gute Haushaltung' kann verhindert werden, dass Stoffe auslaufen und ins Abwassersystem gelangen.
- Kondensationstechniken zur Rauchfahnenkonditionierung verursachen große Menge von zu entsorgenden Flüssigkeiten, die durch Schadstoffe kontaminiert sein können und eine Abwasseraufbereitung zur Neutralisation erfordern können.
- Da Flüssigkeiten aus Nasswaschsystemen oder Kondensate saure Gasrückstände aus dem Abgas enthalten, müssen sie vor dem Entsorgen als Oberflächenwasser oder in das öffentliche Abwassersystem neutralisiert werden. Sedimentation ist erforderlich, wenn feste Stoffe vorhanden sind, und es kann eine physikalisch-chemische Behandlung notwendig sein, um andere Schadstoffe wie beispielsweise toxische Metalle zu beseitigen.
- Geklärte Flüssigkeiten können in den Brennstoff zurückgeführt werden, um Ableitungen ins Wasser zu eliminieren; falls jedoch der Feuchtigkeitsgehalt des Brennstoffs, insbesondere bei Geflügelmist, besonders ausgeprägt ist, kann das eventuell nicht möglich sein.
- Wie bereits im Kapitel 3 beschrieben, ist die Abgas-Entschwefelung eine Hauptquelle für Abwasser, das neben SO_2 auch andere Schadstoffe aus dem Abgas entfernt wie z.B. Schwermetalle. Dieses Abwasser muss vor der Ableitung in einer Abwasseraufbereitungsanlage behandelt werden. Der Prozess wurde im Kapitel 3.3.2 beschrieben. Durch effektive Überwachung und konstante Optimierung der Prozessbedingungen und möglicherweise auch durch den Einsatz von organischen Sulfiden können größere Mengen von Schwermetallen in der Abwasseraufbereitungs in einem Maße abgeschieden und filtriert werden, dass der Anteil der Filtratkonzentrationen sich nicht wesentlich erhöht. Die Filtratmenge ändert sich nicht bei der Mitverbrennung.

8.4.6 Techniken zur Verminderung der Auswirkung von Mitverbrennung auf die Verbrennungsrückstände und Nebenprodukte

Einige Techniken können angewandt werden, um die Menge von Abfällen zu vermindern, die durch GFA erzeugt wird oder den Einfluss der durch GFA verursachten Abfälle zu mindern. Die folgende Liste zeigt im Einzelnen die in diesem Bereich festgelegten Techniken auf:

- Sicherung der Qualität von Gips, Aschen und Schlacke auf demselben Niveau wie dasjenige, das ohne Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen entsteht, zwecks Recycling. Falls die Mitverbrennung zu einer wesentlichen (extra) Entsorgung von Nebenprodukten oder Rückständen führt, sollten Zusatzmaßnahmen ergriffen werden, um das zu vermeiden.
- Grundsätzlich ist das Ziel der Mitverbrennung die Vermeidung von Qualitätseinbußen bei den Verbrennungsrückständen und Nebenprodukten. Das kann durch Vorbehandlung des Ersatzbrennstoffs oder durch eine Begrenzung des Grads der Mitverbrennung erreicht werden.
- Flug- und Kesselaschen, die durch den Prozess erzeugt und in den Boden vor Ort oder außerhalb entsorgt werden, müssen so behandelt und befördert werden, dass Bodenkontamination, Staubfreisetzung oder Geruchserzeugung verhindert werden.

8.5 Beste Verfügbare Techniken (BVT) zur Mitverbrennung von Abfall und Ersatzbrennstoffen

Zum besseren Verständnis dieses Kapitels wird das Augenmerk des Lesers zurück auf das Vorwort in diesem Dokument gelenkt, insbesondere auf den fünften Abschnitt: "Hinweise zum Verständnis und Benutzen dieses Dokuments". Die Techniken und zugehörigen Emissions- und/oder Verbrauchswerte oder Wertebereiche, die in diesem Kapitel dargestellt werden, wurden mithilfe eines iterativen Prozesses eingeschätzt, der aus folgenden Schritten besteht:

- Bestimmung der Schlüsselprobleme des Umweltschutzes in dem Sektor, d.h. Emissionen in die Luft und das Wasser, thermischer Wirkungsgrad und Verbrennungsrückstände
- Prüfung der relevantesten Techniken für die Lösung dieser Schlüsselprobleme
- Bestimmung der besten Umweltleistungswerte auf der Basis der verfügbaren Daten in der Europäischen Union und weltweit
- Prüfung der Bedingungen, unter denen diese Leistungswerte erreicht wurden, wie beispielsweise Kosten, medienübergreifende Auswirkungen, hauptsächliche Beweggründe zur Einführung dieser Techniken
- Auswahl der Besten Verfügbaren Techniken (BVT) und der zugehörigen Emissions- und/oder Verbrauchswerte für diesen Sektor allgemein gemäß Artikel 2(11) und Anhang IV der Richtlinie.

Die fachliche Bewertung durch das europäische IPPC-Büro und die relevante Technische Arbeitsgruppe (TWG) hat bei jedem dieser Schritte und der Art, wie die Informationen hier dargestellt werden, eine Schlüsselrolle gespielt.

Aufgrund dieser Einschätzung werden die Techniken und, soweit es möglich ist, die Emissions- und Verbrauchswerte in Verbindung mit der Benutzung der BVT in diesem Kapitel dargestellt, die als insgesamt für diesen Sektor geeignet erachtet werden und in vielen Fällen die momentane Leistungsfähigkeit einiger Anlagen innerhalb des Sektor widerspiegeln. Sofern die "mit den Besten Verfügbaren Techniken verbundenen" Emissions- oder Verbrauchswerte beschrieben werden, ist darunter zu verstehen, dass diese Werte die Umweltleistung repräsentieren, die als Ergebnis der beschriebenen Techniken in diesem Sektor erachtet werden könnte, wobei auf die Ausgewogenheit zwischen damit verbundenen Kosten und Nutzen gemäß der BVT-Definition zu achten ist. Sie stellen jedoch weder Emissionsgrenzwerte noch Verbrauchsgrenzwerte dar und sollten nicht als solche aufgefasst werden. In einigen Fällen kann es technisch möglich sein, bessere Emissions- oder Verbrauchswerte zu erzielen, aber aufgrund der diesbezüglichen Kosten oder medienübergreifenden Auswirkungen werden sie nicht als geeignete BVT für den gesamten Sektor erachtet. Diese Werte können jedoch in spezifischeren Fällen als gerechtfertigt betrachtet werden, wenn besondere Triebkräfte wirken.

Die Emissions- und Verbrauchswerte in Verbindung mit der BVT-Anwendung sind im Zusammenhang mit spezifischen Referenzbedingungen zu sehen (z.B. Mittelungszeiträume).

Das oben beschriebene Konzept der "Werte in Verbindung mit den BVT" muss von dem an anderer Stelle in diesem Dokument benutzten Terminus „erreichbarer Wert" unterschieden werden. Wenn ein Wert als "erreichbar" bezeichnet wird unter Anwendung einer besonderen Technik oder Kombination von Techniken, so sollte das als Wert verstanden werden, dessen Erreichbarkeit über einen wesentlichen Zeitraum mittels einer gut gewarteten und betriebenen Anlage oder eines Verfahrens mithilfe dieser Techniken zu erwarten ist.

Sofern sie verfügbar sind, wurden Angaben über Kosten zusammen mit der Beschreibung der Techniken in den vorherigen Kapiteln gemacht. Sie vermitteln eine grobe Vorstellung über die Höhe der damit verbundenen Kosten. Jedoch hängen die tatsächlichen Kosten für die Anwendung einer Technik stark von der speziellen Situation ab z.B. hinsichtlich der damit verbundenen Steuern, Abgaben und den technischen Merkmalen der jeweiligen Anlage. Es ist nicht möglich, diese standortspezifischen Faktoren vollständig in diesem Dokument zu bewerten. Angesichts fehlender Angaben zu den Kosten können Schlussfolgerungen über die Wirtschaftlichkeit der Techniken aus Beobachtungen der vorhandenen Anlagen gezogen werden.

Es ist beabsichtigt, dass die allgemeinen BVT in diesem Kapitel als Bezugspunkt dienen, anhand dessen die gegenwärtige Leistung einer vorhandenen Anlage bewertet oder eine Empfehlung für eine neue Anlage beurteilt werden kann. Auf diese Art unterstützen sie die Bestimmung geeigneter 'BVT-basierter' Bedingungen für die Anlage oder die Einrichtung allgemein verbindlicher Regeln gemäß Artikel 9(8). Es ist vorgesehen, neue

Anlagen so auszulegen, dass ihre Leistung den hier angegebenen allgemeinen BVT-Werten entsprechen oder sogar besser sind. Es wird auch in Betracht gezogen, dass die Leistung vorhandener Anlagen sich den allgemeinen BVT-Werten nähern oder sie übertreffen könnte, je nach der technischen und ökonomischen Anwendbarkeit der Techniken in jedem Fall.

Obwohl die BVT-Referenzdokumente keine rechtsverbindlichen Normen darstellen, gelten sie als maßgebliche Informationen für die Industrie, die Mitgliedstaaten und die Öffentlichkeit über erreichbare Emissions- und Verbrauchswerte bei der Anwendung spezieller Techniken. Die geeigneten Grenzwerte für einen spezifischen Fall müssen unter Berücksichtigung der Zielstellungen der IVU-Richtlinie und örtlicher Faktoren festgelegt werden.

Um Doppelaussagen in diesem Dokument zu vermeiden, wird auf die BVT über das Umweltschutz-Management System (EMS) im Unterpunkt 3.15.1 verwiesen.

Entsprechend dem Typ und Prozentsatz der zur Mitverbrennung benutzten Ersatzbrennstoffe sollte beachtet werden, dass das Abgasvolumen und die Abgaszusammensetzung, das Abwasser sowie die Rückstände und Nebenprodukte verändert sein könnten in Vergleich zum Betrieb ohne Mitverbrennung. Die Änderungen können Auswirkungen auf den Wärmeübergang and die Abgangsreinigungssysteme (z.B. Deaktivierung der SCR-Katalysators durch As, P, F und alkalische Metalle sowie Interferenzen mit dem REA-Betrieb), die Abwasseraufbereitungsanlage und auf Art haben, wie Rückstände und Nebenprodukte wieder verwendet werden. Es ist notwendig, gute und gleichmäßige Feuerungsbedingungen sicherzustellen, einschließlich Flammenstabilität, Flammentemperatur, Bildung einer oxidativen Atmosphäre an den Kesseloberflächen und Vermeidung der Bildung von ‘Strands’. Emissionen in die Luft, insbesondere solcher von Schwermetallen und vor allem diffuser Metalle wie z.B. Hg, aber auch Dioxine und Furane, HCl, HF, unverbrannten Kohlenstoffs und CO, können erhöht werden.

Die BVT-Schlussfolgerung in diesem Kapitel basiert daher auf dem Ansatz, dass die Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen in Großfeuerungsanlagen, entsprechend der gegenwärtigen EU-Gesetzgebung, keine größeren Emissionen von Schadstoffen in dem Teil des Abgasvolumens erzeugen sollten wie ihre Verbrennung in Abfallverbrennungsanlagen erzeugt (siehe auch BVT-Merkblatt Abfallverbrennungsanlagen). Das lässt sich durch sorgfältige Auswahl des Typs und des Massenstroms des Ersatzbrennstoffs erreichen (prozentuale Beschränkung des Ersatzbrennstoffs, der mitverbrannt werden kann) sowie durch effiziente und geeignete Abgasreinigungs- und Abwasseraufbereitungstechniken. Im Hinblick auf weitere Rechtsvorgaben wird auf die zugehörige EU-Direktive 2000/76/EC über Verbrennung von Abfällen verwiesen, die ebenfalls die Mitverfeuerung[7] (Mitverbrennung) von Abfällen betrifft.

8.5.1 Akzeptanz- und Vorakzeptanzkriterien

Die BVT müssen sämtliche festgelegten Akzeptanz- und Vorakzeptanzkriterien erfüllen, die in dem BVT-Merkblatt Abfallbehandlungsanlagen definiert sind.

[7] Anhang II der EU-Richtlinie 2000/76/EC enthält die Anforderungen zur Bestimmung von Emissionsgrenzwerte für das Mitverbrennen von Abfällen (Mitverfeuerung von Ersatzbrennstoff).

8.5.2 Lagerung und Umschlagen von Ersatzbrennstoffen

Für die Lagerung, das Entladen und den Umschlag von Ersatzbrennstoffen werden alle Maßnahmen und Techniken, die als BVT in den brennstoffspezifischen Kapiteln und im Kapitel 8.4.1 dargestellt sind, als BVT für Mitverfeuerung unter Verminderung diffuser Emission von Staub und riechenden Stoffen erachtet. Zudem wird die Anwendung von Absaugvorrichtungen und nachgeschalteten Reinigungsanlagen mit geschlossenen Lagerräumen für Schlammabfälle (einschließlich der Möglichkeit, die verunreinigte Absaugluft direkt in die Feuerungskammer oder zum Brenner zu leiten, wo sie als Verbrennungsluft dienen kann) aufgrund des verminderten Explosionsrisikos als BVT betrachtet. Im Hinblick auf Gesundheit und Sicherheit müssen die beschriebenen Schutzmaßnahmen für Arbeiter berücksichtigt werden (hierzu wird auf die nationalen Gesundheits- und Sicherheitsbestimmungen hingewiesen). Abgesehen davon muss auch die BVT-Schlussfolgerung aus dem BVT-Merkblatt über Lagerung von Schüttgut und Gefahrengut sowie das BVT-Merkblatt über Abfallbehandlungsanlagen bei der Lagerung und dem Umschlag von Ersatzbrennstoffen in Betracht gezogen werden.

8.5.3 Vorbehandlung von Ersatzbrennstoffen

Zur Vorbehandlung von Ersatzbrennstoffen werden i.d.R. alle Maßnahmen und Techniken, die in brennstoffspezifischen Kapiteln als BVT vorgestellt werden, als BVT betrachtet um stabile Feuerungsbedingungen sicherzustellen und Schadstoffe aus Abfällen abzuscheiden, damit diese Abfälle als Ersatzbrennstoff eingesetzt werden können. Zusätzlich können einige im Kapitel 8.7.2 als Vorbehandlungsmaßnahmen aufgeführte Maßnahmen als BVT erachtet werden. Es ist jedoch auch zu beachten, dass ausführliche Informationen über BVT für Vorbehandlungstechniken hinsichtlich Abfällen, einschließlich Ersatzbrennstoffen, in den spezifischen BVT_Merkblättern über Abfallbehandlungsanlagen und Abfallverbrennungsanlagen dargestellt werden.

8.5.4 Einführung von Ersatzbrennstoffen in die Feuerung

Zum Einführen von Ersatzbrennstoffen in den Feuerraum (Kessel), werden die im Kapitel 8.4.3 vorgestellten Maßnahmen und Techniken zur Sicherstellung stabiler Feuerungsbedingungen als BVT betrachtet. Aber die Wahl der spezifischen Techniken muss entsprechend dem verwendeten Ersatzbrennstoff von Fall zu Fall entschieden werden. Das Einsprühen von flüssigem Ersatzbrennstoff über dem Kohlelager wurde nicht als BVT betrachtet wegen des potentiellen Risikos der Wasser- und Grundwasserkontamination und aufgrund der Möglichkeit von riechenden Emissionen. Daneben kann das Einspritzen von flüssigem Brennstoff das Risiko der Selbstentzündung des Kohlelagers erhöhen.

8.5.5 Luftemissionen

Wie bereits am Ende der Einleitung des Kapitels 8.5 angeführt, basiert die BVT-Schlussfolgerung in diesem Kapitel auf dem Ansatz, dass die Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen in Großfeuerungsanlagen entsprechend der momentanen EU-Rechtsprechung keine höheren Emissionen von Schadstoffen in dem Teil des Abgasvolumens bewirken darf als deren Verbrennung in Abfallverbrennungsanlagen erzeugen würde (siehe auch das BVT-Merkblatt Abfallverbrennungsanlagen). An diesem Punkt muss erwähnt werden, dass Anlagen, in denen Abfälle mitverbrannt werden, die Anforderungen der diesbezüglichen Richtlinie über die Verbrennung von Abfällen (Abfallverbrennungsanlagen-Richtlinie; EU Richtlinie 2000/76/EG) erfüllen müssen.

Großfeuerungsanlagen, die entsprechend BVT ausgelegt sind und betrieben werden, wie in diesem BVT-Merkblatt dargestellt, nutzen wirksame Techniken und Maßnahmen zur Beseitigung von Staub (teilweise einschließlich Schwermetalle), SO_2 NO_X, HCl und HF. Allgemein können diese Techniken ausreichend sein und können daher auch als BVT für die Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen betrachtet werden. Die Grundlage dafür sind die BVT-Schlussfolgerungen und insbesondere die Emissionsniveaus in Verbindung mit den BVT in den brennstoffspezifischen Kapiteln. Die stärkere Zuführung dieser Schadstoffe in das Feuerungssystem kann in gewissen Grenzen durch den Einsatz des Abgasreinigungssystems ausgeglichen

werden und führt i.d.R. nicht zu höheren Emissionen. Die Eingabe von Chlorverbindungen wird auch durch den Betreiber des Kraftwerks begrenzt, um eine Hochtemperaturkorrosion zu vermeiden.

Die Begründung dafür, welche Abfälle für die Mitverbrennung verwendet werden können, basiert auf den Spezifikationen des Regelbrennstoffs, der üblicherweise in der spezifischen Anlage verfeuert wird, und seinen zugehörigen gemessenen Emissionswerten. Falls der Grad an Verunreinigungen des Abfalls, insbesondere der Gehalt an Schwermetallen, in demselben Bereich liegt wie bei dem herkömmlichen Brennstoff, so gilt die brennstoffspezifische BVT auch für das Mitverbrennen dieses Ersatzbrennstoffs. Die erste diesbezügliche BVT-Wahl ist auch die sorgfältige Auswahl des Typs und des Massenstroms des Ersatzbrennstoffs, zusammen mit der Begrenzung des Anteils des Ersatzbrennstoffs am gesamten Brennstoffeinsatz. Die folgenden Maßnahmen sollten in dieser Hinsicht berücksichtigt werden:

- Prüfung des Ersatzbrennstoffs anhand von Annahmekriterien für kritische Parameter (siehe auch BVT für Annahme und Vor-Annahme Kriterien). Dazu gehören der Heizwert, der Wassergehalt, der Aschegehalt, Chlor- und Fluorgehalt, Schwefelgehalt, Stickstoffgehalt, PCB (polychloriertes Biphenylen), Metalle (flüchtige (Hg, Tl, Pb, Co und Se) und nicht flüchtige (z.B. V, Cu, Cd, Cr, Ni)) und Phosphor und alkalischer Gehalt (beim Nutzung tierischer Nebenprodukte)
- Begrenzung des Anteils der Mitverbrennung von höchst verunreinigten Ersatzbrennstoffen
- Vorbehandlung des Ersatzbrennstoffs
- erhöhte Hg-Gehalte im Ersatzbrennstoff vermeiden
- Vergasung des Ersatzbrennstoffs und Reinigung des erzeugten Gases, wenn große Mengen von Ersatzbrennstoff mit hohen Konzentrationen von Schwermetallen (insbesondere Hg) in der Großfeuerungsanlage eingesetzt werden
- vermeiden, dass Chlorverbindungen in den Ersatzbrennstoff gelangen.

Jedoch kann das Mitverbrennen von Ersatzbrennstoffen, in Abhängigkeit vom benutzten Abfall, wie bereits beschrieben, zu erhöhten Emissionen von Schwermetallen führen, vor allem Quecksilber sowie zur Emission von VOCs, Halogeniden und manchmal Dioxinen. In diesem Fall wird die Einführung von Abgasreinigungssystemen und die zusätzliche Eindüsung von Aktivkohle mit einem entsprechenden Abscheidegrad von 70 - 85 % als BVT erachtet.

Das Mitverbrennen von Ersatzbrennstoffen führt i.d.R. zu einer Minderung des thermischen Wirkungsgrads. In diesem Zusammenhang sollte berücksichtigt werden, dass der Hauptzweck des Kraftwerks die Erzeugung von Energie ist und nicht die thermische Abfallbehandlung. Die Ein Verlust beim thermischen Wirkungsgrad ist nur gerechtfertigt, wenn er durch geringere Emissionen von Schadstoffen wieder ausgeglichen wird.

8.5.6 Wasserverunreinigungen

Bei der Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen gelten die Maßnahmen und Techniken, die in den brennstoffspezifischen Kapiteln sowie im Kapitel 8.4.5 als BVT präsentiert werden, alle als BVT, um eine zusätzliche Kontamination von Wasser und Grundwasser durch das Mitbverbrennen von Ersatzbrennstoffen zu vermeiden. In diesem Hinblick trägt die ordnungsgemäße Lagerung und der Umschlag von Ersatzbrennstoffen wie bereits zuvor geschildert, dazu bei, dieses Ziel zu erreichen. ‘Gutes Haushalten’ verhindert, dass Stoffe vergossen werden und in das Abwasser gelangen.

Da Ersatzbrennstoffe einen höheren Anteil von Schwermetallen und anderen Stoffe enthalten können, wie beispielsweise Halogenide usw., ist BVT die Behandlung dieses Abwassers, bevor es abgeleitet wird. Der Prozess ist im Unterpunkt 3.10 beschrieben. Bei guter Überwachung und konstanter Optimierung der Prozessbedingungen, möglicherweise auch unter zusätzlicher Anwendung von organischen Sulfiden können höhere Schwermetallmengen abgeschieden und in der Abwasseraufbereitungsanlage in einem Maße herausgefiltert werden, dass sich die Konzentrationen im Abwasser nicht wesentlich erhöhen. Die Menge des Abwasser verändert sich bei der Mitverbrennung nicht.

8.5.7 Verbrennungsrückstände und Nebenprodukte

Bei der Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen werden die Maßnahmen und Techniken, die als BVT in den brennstoffspezifischen Kapiteln und im Kapitel 8.4.6 genannt sind, auch als BVT für das Mitverbrennen von Ersatzbrennstoffen betrachtet. Der Hauptaspekt für die BVT ist die Sicherung der Qualität von Gips, Asche und Schlacke sowie anderer Rückstände und Nebenprodukte auf demselben Niveau, das ohne Mitverbrennung von Ersatzbrennstoffen beim Recycling erreicht wird. Falls die Mitverbrennung zu wesentlichen (extra) Mengen von zu entsorgenden Nebenprodukten oder Rückständen oder zu einem Extra-Schadstoffanfall durch Metalle (z.B. Cr, Pb, Cd) oder Dioxine führt, müssen Zusatzmaßnahmen ergriffen werden, um dies zu vermeiden. Eine zusätzliche Maßnahme, die es zu betrachten gilt, ist die Beschränkung der Mitverbrennung auf Abfallfraktionen mit Schadstoffkonzentrationen ähnlich wie bei den primären Brennstoffen (z.B. Schwermetalle, Cl usw.).

8.6 Emerging techniques for the co-combustion of waste and recovered fuels

It is expected that in the future, due to the extra experience being gained with pretreatment and abatement techniques, that the degree of co-combustion will be increased above the level of 10 % on a thermal basis.

9 SCHLUSSBEMERKUNGEN

Dieses Kapitel behandelt die zeitliche Abfolge der Arbeiten an diesem Dokument sowie die benutzten Quellen, Verfügbarkeit und Qualität der Informationen, weiterhin den Konsens unter den Fachleuten der technischen Arbeitsgruppe und Empfehlungen für die künftige Arbeit.

9.1 Zeitablauf der Arbeiten

Die Arbeit bezüglich der Feuerungsanlagen mit einer Nenn-Brennstoffwärmeleistung von mehr als 50 MW, das so genannte BVT-Merkblatt zu Großfeuerungsanlagen (bzw. LCP BREF), begann am 24./25. Februar 2000 mit der Auftaktveranstaltung (Kick-off Meeting) der Technischen Arbeitsgruppe (TWG). Zwei Entwürfe wurden der Technischen Arbeitsgruppe zur Beratung vorgelegt. Der erste Entwurf wurde im März 2001 und der zweite Entwurf im März 2003 veröffentlicht. Während der beiden Beratungsperioden wurde neue Informationen und Kommentare übermittelt.

Das Abschlusstreffen der TWG fand vom 18. - 21. November 2003 statt. Es gab überwiegend Zustimmung zu den als BVT betrachteten Techniken. Allerdings gab es kontroverse Diskussionen zu einigen strittigen Punkten, insbesondere im Hinblick auf die Anwendung der BVT-bezogenen Emissionswerte. Die neuen, während des Meetings eingebrachten Informationen und Kommentare über unterschiedliche Ansichten sind in die Endfassung des Entwurfs mit eingeflossen.

9.2 Informationsquellen

Als Informationsquellen wurden zahlreiche Dokumente, Berichte und Informationen von der Industrie, EU-Mitgliedstaaten, Betreibern und Behörden sowie auch von Anlagenproduzenten und Umwelt-NRO dem Entwurf des Dokuments zugrunde gelegt. Weitere Informationen konzentrierten sich vorrangig auf eine spezielle Umweltproblematik mit dem Schwerpunkt größtenteils auf Emissionen in die Medien Luft und Wasser sowie Möglichkeiten zur Erhöhung der Wirkungsgrade und somit der Verminderung der CO_2-Emission. Ferner wurden Informationen bei den Besuchen vor Ort in verschiedenen EU-Mitgliedstaaten erfasst, aber auch bei persönlicher Kommunikation über Technologieauswahl und Erfahrungen beim Einsatz von Minderungstechniken.

Zur Unterstützung der Arbeiten führten einige Mitgliedstaaten sowie die Industrie Studien durch, bzw. gaben sie in Auftrag, mit dem Ziel eines stärker integralen Ansatzes der BVT-Beschreibung.

Über die Maßnahmen zur Minderung von Emissionen in die Luft sind aussagekräftige Informationen verfügbar und spiegeln die weltweiten Bemühungen wider, die grenzüberschreitende Luftverschmutzung zu vermindern.

Bei der Arbeit trat offen zu Tage, dass vielerlei Informationen aus unterschiedlichen Quellen und qualifizierte, anlagenspezifische Emissionsdaten auf verschiedenartige Weise dargestellt wurden. Zuweilen wurde bei dem technischen Hintergrundmaterial die Umweltschutzleistung der Primär- und der Sekundärmaßnahmen etwas vage beschrieben. Das Erfassen von anlagenspezifische Informationen und qualifizierte Zahlen für positive Leistungen gestaltete sich mühevoll und manchmal sogar als unmöglich. Es wurde festgestellt, dass oftmals die Angaben über die Erhebungs- und Analyseverfahren der bereitgestellten Daten unzureichend waren. Die Referenzzeitintervalle (z.B. Tages- oder Jahresmittelwerte), Berechnungsmethoden, und Referenzbedingungen fehlten oft oder waren unvollständig. Darum ist die Vergleichbarkeit der Daten bezüglich der Umweltschutzleistung unterschiedlich; sie ist in der Zukunft zu verbessern.

Zwecks verbesserter Vergleichbarkeit wird eine Erhebung im europäischen Maßstab darüber empfohlen, wie Daten über die Umweltschutzleistung im Hinblick auf Feuerungsanlagen zu erfassen sind, unabhängig davon ob die verschiedenen praktizierten Verfahren relevant sind, und falls das der Fall ist - in welchem Umfang und in welcher Hinsicht. Berechnungen und Berichte über die Energieeffizienz auf vergleichbarem Niveau könnten auch aus einer derartigen Erhebung Nutzen ziehen. Es war nicht immer klar, welche Abfallmaterialien mit einbezogen oder ausgegrenzt werden sollten, als die Zahlen über die Menge fester Abfälle, Rückstände und Nebenprodukte bereitgestellt wurden.

Im Hinblick auf die Kosten fehlen noch immer ausreichend qualifizierte Daten, die zuverlässig und transparent sind und Rückschlüsse von den Techniken auf die Kosten und Einsparungen gestatten. Die Kostendaten sind sehr spezifisch auf die örtliche Situation zugeschnitten und lassen sich jeweils nur unter Berücksichtigung der individuellen Bedingungen einer Anlage berechnen, was eine exakte Vergleichbarkeit verhindert. Bezüglich ein und derselben angewandten Technik variieren die Kosten zwischen den einzelnen Anlagen erheblich, beispielsweise aufgrund verschiedener technischer Ausgangspunkte und unterschiedlicher Zeitpläne für die Anlageninvestitionen. Einige Kostendaten sind verfügbar, jedoch ist i.d.R. nicht bekannt, was genau sich hinter den Zahlen verbirgt bzw. wie ihre Berechnung erfolgte. Daher können diese Daten im BVT-Merkblatt nur als nützlicher Anhaltspunkt für die Größenordnung solcher Kosten dienen.

9.3 Konsensgrad

Dieses BVT-Merkblatt hat insgesamt viel Unterstützung seitens der TWG-Mitglieder erfahren. Jedoch haben Eurelectric und Euromot - zwei Vertreter der Industrie - und einige Mitgliedstaaten nicht ihre uneingeschränkte Zustimmung zur Endfassung des Entwurfs gegeben und haben in so genannten “geteilten Ansichten" (split views) einige der im Dokument aufgeführten BVT-Schlussfolgerungen angefochten. Ihre Hauptgründe dafür sind nachfolgend genannt.

Einige wenige Mitgliedstaaten und Eurelectric waren der Ansicht, dass die in der Europäischen Richtlinie für Großfeuerungsanlagen (Directive 2001/80/EG) definierten Emissionsgrenzwerte (ELVs) als obere Werte der mit BVT verbundenen Emissionsbereiche angenommen werden sollten. Eurelectric behauptete, dass die mit der Anwendung von BVT verbundenen Emissionsbereiche generell für neue und bestehende Anlagen zu niedrig angesetzt seien. Es sollte jedoch festgestellt werden, dass die oberen Werte der mit BVT verbundenen Emissionsbereiche, insbesondere für bestehende Anlagen, einigen aktuellen Emissionsgrenzwerten in verschiedenen europäischen Mitgliedstaaten ähnlich sind. Dies stützt die Meinung der TWG-Mitglieder, dass die BVT-Emissionswerte angemessen sind und zeigt deutlich, dass die betrachteten BVT-Emissionswerte bereits bei einer ganzen Reihe von Anlagen in Europa erreicht sind.

Ein weiterer konträrer Punkt bestand darin, dass Eurelectric und einige Mitgliedstaaten behaupteten, die wirtschaftliche Machbarkeit bei der Festlegung gewisser BVTs sei nicht ausreichend berücksichtigt worden. Das unterstreicht die Tatsache, dass seitens der TWG-Experten zu diesem Punkt nicht genügend Informationen gegeben wurden. Es mangelte an gut begründeten Kostenangaben für die Anwendung von Sekundärmaßnahmen bei Großfeuerungsanlagen, wobei offen bleibt, welcher Maßstab zur vollständigen Berücksichtigung der Kosten anzulegen ist. Allgemein ist zu sagen, dass die spezifischen Kosten für die Ertüchtigung bestehender Feuerungsanlagen vergleichsweise höher liegen als bei neuen Anlagen, weil eventuell weder das Material noch die Konstruktion älterer Anlagen dafür geeignet sind. Die spezifischen Kosten bei kleineren Anlagen sind i.d.R. höher als die bei größeren Anlagen.

Abgesehen von den obigen Argumenten vertraten Eurelectric und ein Mitgliedstaat die Meinung, dass der ökonomische Unterschied zwischen neuen/bestehenden und großen/kleinen Feuerungsanlagen nicht ausreichend berücksichtigt worden sei und dass klare Unterschiede in dem BVT-Merkblatt zum Ausdruck gebracht werden sollten. Darüber hinaus wurde auch festgestellt, dass den Problemen der Anlagen, die nur teilweise als Spitzenlastanlage betrieben werden, nicht genügend Aufmerksamkeit gezollt werde.

Ein Teil der Industriebranche hat ausgiebige Informationen zu diesem Dokument beigesteuert, zeigt sich aber unzufrieden mit der Endfassung des Dokuments, weil sie nicht in adäquater Weise die umfangreichen Erfahrungen ihrer Mitglieder widerspiegelte, sowohl was den Bau von Ausrüstung für die Emissionsminderung bei Großfeuerungsanlagen als auch ihre Ertüchtigung anbelangt. Sie vertreten die Ansicht, das Dokument gehe nicht genügend darauf ein, was gemeinsam bei allen Anlagen in der Branche machbar und erreichbar sei.

Diese Diskussion zeigt auch klar die unterschiedlichen Auffassungen im Hinblick auf BVT entsprechend ihrer Definition in der IPPC-Richtlinie und macht die Notwendigkeit deutlich, das gesamte BVT-Merkblatt im Kontext mit den Darlegungen in seinem Vorwort zu sehen. Abgesehen von diesen allgemeinen kontroversen Punkten gibt es noch einige spezifische, deren Schlussfolgerungen keine einhellige Zustimmung fanden.

9.4 Empfehlungen für die künftige Arbeit

In der heutigen Industriegesellschaft und bei allen industriellen Prozessen spielt die Energieerzeugung eine wesentliche Rolle. Die Einschätzung der Besten Verfügbaren Techniken für Großfeuerungsanlagen findet daher großes Interesse seitens der Mitgliedstaaten, der Industrie und der Nicht-Regierungsorganisationen (NRO) für Umweltschutz.

Vor allem in den vergangenen zwei Jahrzehnten wurden wesentliche Investitionen und Modifikationen an Kraftwerksanlagen in vielen europäischen Ländern durchgeführt. Der Umwelteinfluss durch Verfeuerung fossiler Brennstoffe konnte insgesamt dank der Anwendung von Primär- und Sekundärmaßnahmen wesentlich vermindert werden. Noch bedarf es allerdings Verbesserungen und Anstrenungen, um das langfristige Ziel der Nachhaltigkeit zu erreichen. Bislang haben sich die Umweltbehörden in ihrer Gesetzgebung und Kontrolle vorrangig auf Luftemissionen und Wasserverunreinigungen konzentriert. Rechtliche Regelungen und Ausführungsbestimmungen sind wichtige Triebkräfte für die bisher erzielten Verbesserungen. Aber nicht nur die Behörden, sondern auch die Industrie an sich, Investoren, Auftraggeber, die Öffentlichkeit einschließlich politischer Gruppierungen, Nicht-Regierungsorganisationen (NRO) für Umweltschutz und Medien, partizipieren als Interessenvertreter und fordern, die Auswirkungen der Anlagen auf die Umwelt zu verringern.

Innerhalb der Technischen Arbeitsgruppe herrscht Einhelligkeit darüber, dass die BVT für Großfeuerungsanlagen ein Ansatz sind, mit dem eine Reihe spezifischer Techniken identifiziert werden kann. Dabei handelt es sich um einen Problemkomplex, bei dem thermodynamische Grundprinzipien wirken und mit dem Verbrennungsprozess in Wechselbeziehung stehen. Die Leistung von Großfeuerungsanlagen ist eindeutig von der Konstruktion und dem Betrieb der Anlagen, dem Kühlsystem und den Kosten abhängig.

Der BVT-Ansatz wurde mit dem Hauptaugenmerk auf die Vermeidung von Verschmutzungen durch technologische Änderungen und verbesserte Betriebspraxis entwickelt. Dieser Ansatz macht einen Unterschied zwischen neuen und bestehenden Anlagen, aber in diesem Dokument wird betont, dass Minderungsmaßnahmen in bestehenden Anlagen dasselbe Ziel verfolgen. Anders ausgedrückt gilt derselbe Ansatz, aber Minderungsoptionen sind bei bestehenden Anlagen nur eingeschränkt möglich. Dank des Informationsaustausches war es möglich, eine Reihe von Techniken zu identifizieren, die allgemein als BVT betrachtet werden können, wie in den Kapiteln 4 bis 8 dargestellt.

Hinsichtlich der Umweltproblematik beim Betrieb von Großfeuerungsanlagen nimmt die Verminderung von Luftemissionen im Rahmen dieses Dokuments einen besonderen Platz ein. Es wurden nicht genügend Daten bereitgestellt, die als repräsentativ betrachtet werden, sodass eine entsprechende Erhebung empfohlen wird, die ein besseres Bild ergibt und deren Ergebnis als Benchmark für die Leistungsfähigkeit der Techniken zur Emissionsverminderung dienen kann. Es sind weitere Untersuchungen erforderlich, um brauchbare Daten zu erhalten.

Während die Technische Arbeitsgruppe anerkannte, dass sich das Dokument auf Installationen mit einer Kapazität über 50 MW konzentriert und Anlagen bestehend aus mehreren Blöcken betrachtete (jede davon unter 50 MW), standen keine Einzelblöcke als solche im Blickpunkt. Die Merkmale können auf lokaler Ebene gemäß Artikel 9(4) behandelt werden, doch bei künftiger Fortschreibung dieses BVT-Merkblattes wird es nützlich sein, dieser Problematik größeren Raum zu geben.

Bei künftiger Berichterstattung über Emissionsdaten ist es ratsam, diese in konsistenter Weise durchzuführen, einschließlich der spezifischen Mengen und Konzentrationen sowie Referenzbedingungen (z.B. mg/Nm^3, Tonne/MJ, O_2 %) der Schadstoffe in den Medien Luft und Wasser, so dass spezifische Emissionen besser beurteilt und von den Lesern besser verstanden werden können. Ausreichend qualifizierte spezifische Emissionsdaten sind die bevorzugten Informationen für den Vergleich der Umweltleistung der verschiedenen Feuerungsanlagen in ganz Europa. Zudem ist es höchst ratsam, bei der nächsten Überarbeitung dieses Dokuments BVT-basierte Emissionswerte für N_2O und auch Techniken zur Verminderung von N_2O einzubeziehen.

Dasselbe trifft auch auf potentielle Bodenkontamination zu (z.B. umweltgerechte Außerbetriebnahme von Anlagen, Vermeidung des Freisetzens gefährlicher Stoffe während der Lagerung, des Transports und der

Anwendung) sowie Gesundheits- und Sicherheitsaspekte. Falls Informationen verfügbar sind, könnten sie in die revidierte Version des BVT-Merkblattes mit eingehen.

Gegenwärtig wurden bislang nur begrenzte oder ungenügend qualifizierte Abgaben zu den Kosten und/oder Einsparungen im Hinblick auf BVT im Zuge des Informationsaustausches in der Technischen Arbeitsgruppe erhalten. Es wird jedoch empfohlen, dass detailliertere Kostendaten sowie die Ergebnisse der folgenden diesbezüglichen internationalen Aktivitäten (z.B. EGTEI, Expertengruppe über technische und ökonomische Fragen) bei einem künftigen Informationsaustausch erfasst werden sollte. Dazu zählen Informationen über spezifische Kosten und Einsparungen wie beispielsweise die Amortisierungsdauer der Maßnahmen und Einheitskosten.

Vor der Aktualisierung dieses BVT-Merkblatts sollten die Mitgliedstaaten und die Industrie Informationen über Emissionen und Energieverbrauch einschließlich Angaben zu den jeweiligen Techniken und Kosten mehr griffbereit verfügbar und transparent machen. Ein wichtiger Schritt zur Unterstützung dieser Arbeit wäre, dass die Mitgliedstaaten und die Industrie offen die Daten über jede Großfeuerungsanlage veröffentlichen. In dieser Hinsicht wäre es nützlich, mit der Erhebung über die unterschiedlichen praktischen Verfahren zur Bestimmung der Umweltleistung und über die Ergebnisse der Berichterstattung bezüglich der Europäischen Großfeuerungsanlagen zu beginnen.

Eine Anzahl von Techniken wurde geprüft und als BVT befunden, jedoch sind einige Techniken noch im Entwicklungsstadium und können in der Zukunft zu BVT werden. Ihre Anwendung und die Konsequenzen für den Umweltschutz sind noch einzuschätzen. Der Punkt “Techniken in Entwicklung” in allen Kapiteln führt einige Beispiele für viel versprechende Techniken an, die jeweils einen unterschiedlichen Entwicklungsstand erreicht haben. Einige dieser neuen Technologien sind kürzlich in der Branche implementiert worden. Das trifft beispielsweise auf GuD-Anlagen mit einem Wirkungsgrad bis zu 60 % zu.

Ein weiterer zu betrachtender Punkt ist die Unterscheidung zwischen schwerem Heizöl (HFO) und leichtem Heizöl (LFO), da die Verfeuerung dieser Brennstoffe zu großen Differenzen bei den erreichbaren Emissionswerten (Staub, Schwermetalle, SO_2 und NO_x) und den entsprechend notwendigen technischen Maßnahmen zum Erreichen dieser Werte führen. Es wird konstatiert, dass die speziellen Bedingungen und Anforderungen im Hinblick auf die Verfeuerung schwefelreicher Kohle in Großfeuerungsanlagen nicht angemessen behandelt wurden.

Eine Reihe großer Anlagen werden demnächst in Betrieb gehen. Es wird erwartet, dass nach einigen Jahren die Ergebnisse von langfristigen Untersuchungen bei verschiedenen Großfeuerungsanlagen zur Verfügung stehen. Diese Erfahrungen könnten bei der Überarbeitung der BVT-Merkblatts mit einfließen, und auch weitere relevante Techniken in Entwicklung könnten mit berücksichtigt werden.

Die EU initiiert und unterstützt durch ihre RTD-Programme eine Reihe von Projekten bezüglich sauberer Technologien, in Entwicklung befindlicher Technologien der Abfall- und Abwasseraufbereitung und von Recyclingtechnologien sowie Management-Strategien. Potentiell könnten diese Projekte einen sinnvollen Beitrag bei der künftigen Überarbeitung des BVT-Merkblattes leisten. Aus diesem Grund werden die Leser ersucht, dem Europäische Büro für integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung (EIPPCB) alle Forschungsergebnisse mitzuteilen, die im Rahmen dieses Dokuments von Bedeutung sind (siehe auch das Vorwort zu diesem Dokument).

REFERENCES

1 Corinair (1996). "CORINAIR Atmospheric Emission Inventory Guidebook", EMEP Expert panels/ UNECE/.

2 ESP A (1999). "Emission Estimation Technique Manual for Fossil Fuel Power Generation", Electricity Supply Association of Australia Ltd.

4 OSPAR (1997). "Large Combustion Installations (>50 MWth). Emissions and reduction in emissions of heavy metals and persistent organic compounds", Oslo and Paris Convention.

5 HMIP (1995). "Combustion Processes: Large Boilers and Furnaces 50 MW(th) and over", Chief Inspector's Guidance Note. Processes subject to integrated pollution control.

10 Berdowski, J. J. M.; Bass, J.; Bloos, J. J.; Vissschedijk, A. J. H. and Zandveld, P. Y. J. (1997). "The European Emission Inventory of Heavy Metals and Persistant Organic Pollutants for 1990".

11 EEA (1999). "Greenhouse gases and climate change".

12 IEA (2001). "Greenhouse Gas Emissions from Power Stations", Greenhouse Gas R & D Programme.

13 Verbund (1998). "Umweltbericht 98, Kapitel 6 Der Treibhauseffekt", Östereichische Elektrizitätswirtschafts-Aktiengesellschaft (Verbundgesellschaft).

14 EEA (1999). "Annual European Community Greenhouse Gas Inventory 1990 - 1996", M. Richter.

21 US EPA (1997). "EPA Office of Compliance Sector Notebook Project. Profile of the Fossil Fuel Electric Power Generation Industry".

25 ABB (2000). "SCONOx Ultra clean technology for reduction of CO and NOx", ABB Alstom Power.

26 ABB (2000). “Combined Cycle Offshore, Profitable with Compact Waste Heat Recovery Units".

27 Theodore, L. and Buonicore, A. (1992). "Air Pollution Control Equipment".

28 Soud, H. N. (1993). "Particulate control handbook for coal fired plants".

29 Soud, H. N. (1995). "Developments in particulate control for coal combustion", IEA Coal Research.

30 VDI (1998). "Electrostatic precipitators. Process and waste gas cleaning".

32 Rentz, O.; Nunge, S.; Laforsch, M. and T., H. (1999). "Technical background document for the actualisation and assessment of UN/ECE protocols related to the abatement of the transboundary transport of nitrogen oxides from stationary sources".

33 Ciemat (2000). "Flue Gas Cleaning", Clean Coal Technologies Handbook. PROGRAMA I+D OCICARBON.

34 Verbund (1996). "Umweltbericht 96, Kapitel 7 NOx-Reduktion", Österreichische Elektrizitätswirtschafts-Aktiengesellschaft (Verbundgesellschaft).

35 ERM (1996). "Revision of the EC Emission Limit Values for New Large Combustion Installations (> 50 MWth). Final Report", Environmental Resources Management.

36 Lurgi (1999). "Cleaning of process and waste gases".

37 Robson, T. G. (1998). "A Review ot the Industrial Uses of Continuous Monitoring Systems", UK Environment Agency.

38 Soud, H. N. (2000). "Developments in FGD".

39 ABB (2000). "Falkt-Hydro Process. Flue Gas Desulphurisation by Seawater Scrubbing".

40 Soria, A.; Schrattenholzer, L. and Akutsu, N. (1998). "Energy Technology Strategy 1995 - 2030: Opportunities arising from the threat of climate change".

41 IEA (1992). "Carbon dioxide capture from power stations".

43 Wienstrom (2001). "Simmering Power Station, Light and Heat for Vienna".

44 Austrian Ministry of Environment (2000). "Examples of techniques to be considered in the determination of BAT".

45 Eurovent (1998). "Proposal for a BREF document of cooling systems", 61350027.

46 Caudron, L. (1991). "Les réfrigérants atmosphériques industrial", éditions Eyrolles.

48 VDI (1998). "VDI 3986, Ermittlung des Wirkungsgrads von konventionellen Kraftwerken (Entwurf). Determination of efficiencies of conventional power stations (draft version)".

49 Electrabel (1996). "Combined Heat and Power. A way towards rational use of energy".

50 Korobitsyn, M. A. (1998). "New and Advanced Energy Conversion Technologies. Analysis of Cogeneration, Combined and Integrated Cycles".

51 DIN (1996). "DIN 1942, VDI code of practice".

52 BSI (1974). "BSI 2885, Code for acceptance tests on stationary steam generators of the power station type".

53 El-Wakil, M. M. (1984). "Power plant Technology".

54 Cortés, V. J. and Plumed, A. (2000). "Principles and Concepts of Combustion Gasification and Thermodynamic Cycles".

55 Çengel, Y. A. and Boles, M. A. (1994). "Thermodynamics, An Engineering Approach".

56 Rogers, G. F. C. and Mayhew, Y. R. (1967). "Engineering Thermodynamics, Work and Heat Transfer".

57 Austrian Ministry of Environment (2000). "Power plant Leopoldau".

58 Eurelectric (2001). "EURELECTRIC proposal for a Best Available Techniques Reference Document for Large Combustion Plants".

59 Finnish LCP WG (2000). "Finnish expert report on Best Available Techniques in Large Combustion Plants".

60 Alakangas, E. (1998). "Bioenergy in Finland, Review 1998", VTT Energy.

61 MPS (1998). “Advanced technology for Nordjyllandsvaerket Unit 3".

62 Kallmeyer, D.; Pflugbeil, M. and Wick, W. (1998). “Braunkohlekraftwerk mit optimierter Anlagentechnik", Energiewirtschaftliche Tagesfragen, pp. 507 - 512.

63 Wärtsilä (2000). "Engine Driven Plant EU BREF Document", Wärtsilä Finland Oy.

64 UBA (2000). "Stand der Technik für Großfeuerungsanlagen in Österreich im Hinblick auf die IPPC-RL", Austrian Environment Agency Vienna.

65 Golland, E. S.; Macphail, J. and Mainini, G. (1998). "Longannet Demonstrates Gas Reburn Performance Modern Power Systems".

66 Hesselmann, G.; Naja, T.; King, J. L.; Pasini, S. and Mainini, G. (2000). “The Demonstration of Coal over Coal Reburn at Vado Ligure Power Station.", Power-Gen International 2000, Orlando, Fluorida, US.

67 EPPSA (2001). “Primary measures to reduce nitrogen oxide emissions of bituminous coal firing systems at dry bottom boilers - opposed firing systems with low NOx swirl burners (DS burners)".

74 Alstom (2001). "Electrostatic precipitators for power applications".

75 Hein, K. R. G.; Seifert, H.; Scheurer, W. and Richers, U. (2000). "Untersuchungen zum Stand der Mitverbrennung von Klärschlamm, Hausmüll und Biomasse in Kohlekraftwerken".

77 IEPE/IPTS (2000). "Poles Baseline Projection (Prospective Outlook of Energy Systems)", IEPE/IPTS, Institute of Prospective Technological Studies.

78 Finkeldei, L. (2000). “Personal communication".

79 Bell, O. and Chiu, H.-H. (2000). "Combustion".

80 Siemens (2000). "Benson boilers for maximum cost-effectiveness in power plants", Power Generation Group (KWU).

81 COGEN Europe (1999). "A Guide to Cogeneration".

82 Ciemat (2000). "Repowering", Clean coal technologies handbook, PROGRAMA I+D OCICARBON.

83 Foster Wheeler (1995). "Referenzunterlagen".

84 Siemens (1999). "Using refinery residues and coal in IGCC plants provides clean and efficient power", Power Generation Group (KWU).

85 Itkonen, A. and Jantunen, M. J. (1989). "The Properties of Fly Ash and Fly Ash Mutagenicity", Encyclopedia of Environmental Control Technology.

87 Molero de Blas, L. J. (1995). "Pollutant formation and interaction in the combustion of heavy liquid fuels".

88 Euromot (2001). "EU BAT Document on reciprocating engine driven power plant-technologies offering high environmental standard", The European Association of Internal Combustion Engine Manufactures.

90 ECOBA v. Berg (1999). “CCp Utilisation in Europe-Outstanding Option and Continuous Challenge".

91 Kokk, A.; Kinni, J. and Niemelä, J. (2000). “World's largest biofuel fired CFB bolier for Alholmens Kraft".

92 VEAG (2000). "Die neuen Kraftwerke der VEAG - Kraft für die Zukunft" Die neuen Kraftwerke der VEAG, .

93 Powergen (2001). "Ratcliffe-on-Soar Power Station. An overview of Flue gas desulphurisation".

94 Umwelt + Technik (2000). "Entschwefelung, Dokumentation Braun und Steinkohlenentschwefelung in NRW".

96 Helsinki Energy (2001). “Vuosaari Power Plant A and B. Environmentally benign energy generation".

97 Euromot (2000). "The Euromot Briefing 2000".

98 DFIU (2001). "Exemplary investigation into the state of practical realisation of integrated environmental protection with regard to large combustion plants in Germany", Karlsruhe French-German Institute for Environmental Research,.

99 Oulun Energia (1997). “Energy from Oulun".

100 Kouvo, P. and Salmenoja, K. I. (1997). "Desulphurisation in peat-fired circulating and bubbling fluidised bed boilers".

101 Vaget, H. (2001). “Neues Verbrennungssystem zur Energieerzeugung aus Holzwerkstoffen und Gebrauchthölzern", Holz-Zentralblatt, Stuttgart.

102 Fischer, M. (2000). "Wirtschaftliche Kraftwärmekopplung mit nachwachsenden Brennstoffen am Beispiel KWK Gütersloh - Auslegung - Realisierung - erste Betriebserfahrungen".

103 Kvaerner Pulping Oy (2001). "Co-combustion of biomass and coal in fluidised bed systems".

104 Siemens (2001). "The proven Model V84.2 and V94.2 gas turbines", Power Generation Group (KWU).

105 Steen, M. (2001). "Greenhouse gas emissions from fossil fuel-fired power generation systems".

106 Sloss, L. L. (1997). "Continuous emissions monitoring for coal-fired power stations".

107 Davidson, R. M. (2000). "How coal properties influence emissions".

108 Scott, D. H. (1997). "Improving existing power stations to comply with emerging emissions standards".

110 Kakaras, E. and Grammelis, P. (2000). "Study on the size and type of existing electricity-generating capacity using solid fuels within an enlarged EU".

111 Eurogas (1998). "European gas network".

112 Ekmann, J. M.; Pamezan, M. and Harding, N. S. (1996). "Cofiring of coal and waste".

113 Verbundkraft (2002). “Dürnrohr Power Plant. A milestone in environmental protection".

114 Alstom (2001). "Ultra low-NOx tangential firing systems (ULNTF) for bituminous coal", Power Boiler via EPPSA European Power Plant Suppliers Association.

115 Epple, B.; Brüggemann, H. and Kather, A. (1995). “Low NOx tangential firing systems for bituminous coal", EVT-Register Nr. 54, 1995.

116 Kather, A. (1996). “Bituminous coal firing systems with high steam parameters", EVT-Register Nr. 55 , 1996.

117 Marx, F.-J.; Koch, G.; Schmigt, W. and Brüggelmann, H. (1997). “Low NOx bituminous coal tangential firing systems of the power station unit Bexbach I", EVT-Register Nr. 56, 1997.

118 Alstom (2001). "Example: Measures fro CFBC-power plants to enhance sulphur capture, limestone consumption and carbon burn-out especially for low quality fuels such as high sulphur lignite or anthracite", Power boiler via EPPSA, European Power Plant Suppliers Association.

119 Guinee, M. J. “Measurement of emissions from offshore combustion - user's requirements", Publication Pending.

120 Bakken, L. E. and Skogly, L. "Parametric modelling of exhaust gas emission from natural gas fired gas turbines" ASME paper 95-GT-399, .

121 Fripp, R. “Intelligent optimisation and energy efficiency of pipeline gas compressors on the national transportation system", Publication Pending.

122 Carstensen, C. and Skorping, R. (2000). "Experience with DLE turbines at offshore installations".

123 DTI (2001). "Guidance notes on the offshore combustion installations (prevention and control of pollution) regulations 2001", Departemnt of Trade and Indusrty.

124 OGP (2000). "Large Combustion plants operated offshore", International Association of Oil & Gas Producers.

125 Evans, A. R. and McConnell, J. (1994). "Inter Platform Power Distribution" 26th Annual Offshore Technology Conference, .

126 Lurgi Lentjes Bischoff (2001). “The Wet ammonia process".

127 Clarke, L. B. and Sloss, L. L. (1992). "Trace elements - emissions from coal combustion and gasification".

129 Maier, H.; Dahl, P.; Gutberlet, H. and Dieckmann, A. (1992). “Schwermetalle in kohlebefeuerten Kraftwerken", VGB Kraftwerkstechnik,.

130 Rentz, O.; Veaux, C. and Karl, U. (1996). "Ermittlung der Schwermetallemissionen aus stationären Anlagen in Baden-Württemberg und im Elsaß, hier: Feuerungsanlagen, Projekt Europäisches Forschungszentrum für Maßnahmen zur Luftreinhaltung (PEF), PEF 4 94 001".

131 Rentz, O. and Martel, C. (1998). "Analyse der Schwermetallströme in Steinkohlefeuerungen unter besonderer Berücksichtigung des Betriebszustandes der Anlage, Forschungsbericht".

133 Strömberg, L. (2001). “Discussion on the potential and cost of different CO2 emission options in Europe", VGB PowerTech.

134 Hourfar, D. (2001). “Efficiency and capacity potentials in existing power plants", VGB PowerTech.

135 Alstom Power (2002). "NID state-of-the-art dry FGD technology".

136 Fortum (2002). “RI-Jet low NOx burners".

137 Elsen; Blumenthal; Götte; Kamm and Kossak (2001). “Planung und Bau der Pilot-trocknungsanlage Niederaußem", VGB PowerTech.

138 Sandscheper, A. (2001). “Experience gained during the manufacture and installation of a corrosion-protected heat pipe heat displacement system around the FGD unit in the Maritsa East power station", VGB PowerTech.

139 MATE (2001). "Hot-type, or ignifluid, fluidised-bed technology", Ministere de l'Amenagement du Territoire et de l'Environnement de France.

140 NWS (2000). "Altbach/Deizisau Kraftwerksstandort mit Zukunft", Neckarwerke Stuttgart AG.

141 Benesch (2001). “Planning new coal-fired power plants", VGB PowerTech.

142 Schmidt, W. and Dietl, R. (1999). “Technischer Großversuch zur Mitverbrennung von Biomasse in einem Braunkohlekraftwerk", VGB Kraftwerkstechnik.

143 Kindler, W.; Ehrenstraßer, H. and Schmidt, W. (2000). "Altholzmitverbrennung in einem Braunkohlekraftwerk, Tagungsband zum" VGB-Kongress „Kraftwerke 2000",, .

144 CBT (1998). “CHP and Power Plants. Straw for energy production".

145 Sander, B. (2000). "Emissions, corrosion and alkali chemistry in straw-fired combined heat and power plants" 1st world conference on biomass for energy and industry, .

146 UFIP (2001). "Meilleures Techniques Disponibles. Combustibles Liquides et Installations de Combustion de Petites et Moyennes Puissances", Union Francaise des Industries Petrolieres.

147 Wärtsilä NSD (2001). “Engine driven power plants".

148 Euromot (2002). “Background paper on measured emission levels of liquid fuel -fired engines".

149 Wärtsilä NSD (2001). “Natural gas-fired engine power plant mobile".

150 Marathon OIL (2000). , personal communication.

153 Nieminen; Palonen and Kivelä (1999). “Circulating fluidised bed gasifier for biomass", VGB PoerTech.

154 Maier; Waldhauser; Triebel and Buck (1999). “Auswirkungen der versuchsweisen Mitverbrennung von thermisch getrocknetem Klärschlamm in einem Steinkohlekraftwerk", VGB Kraftwerkstechnik.

155 Buck and Triebel (2000). “Betriebserfahrung bei der Mitverbennung von Klärschlämmen im Steinkohlekraftwerk Heilbronn", VGB Kraftwerkstechnik.

157 Rentz, O. and Sasse, K. (2000). "Analyse der künftigen Entsorgung kommunaler Klärschlämme in Baden-Württemberg durch Mitverbennung, Projekt Wasser-Abfall-Boden (PWAB) Baden-Württemberg,", Ulsruhe GmbH.

158 Wirling, J.; Schiffer, H.-P. and Merzbach, F. (2000). “Adsorptive Abgasreinigung bei der Mitverbrennung von Klärschlamm in einem braunkohlebefeuerten Industriekraftwerk,", VGB Kraftwerkstechnik.

159 Thomé-Kozminsky, K.-J. (1998). "Klärschlammentsorgung, (Enzyklopädie der Kreislaufwirtschaft)".

160 Rentz, O.; Sasse, H.; Karl, U.; Schleef, H.-J. and Dorn, R. (1996). "Emission control at stationary sources in the federal republic of Germany, Volume II, Heavy metal emission control".

161 Joisten, M.; Klatt, A.; Römisch, H. and Sigling, R. "Gas Turbine SCR using SINOx SCR Catalysts Meeting Power Generation and Environmental Needs".

162 Notter, W.; Gottschalk, J. and Klitzke, O. (2002). “Rauchgasreinigung bei Biomassekraftwerken", Umwelt Magazin.

163 Müller-Kirchenbauer, J. (2001). “Status and Development of the Power Plant Industry in China and India", VGB PowerTech.

164 Lenk, U. and Voigtländer, P. (2001). “Use of Different Fuels in Gas Turbines", VGB PowerTech.

165 NWS (2001). "Kraftwerk Altbach, Das Heizkraftwerk", Neckarwerke Stuttgart AG,.

166 Müller-Kirchenbauer, J. (1999). "Technologietransfer und Importbedarf für die Errichtung fortschrittlicher fossilbefeuerter Kraftwerke in China und Indien und Resultierende Rückwirkungen auf die Ursprungsländer".

167 Rigby, A.; Klatt, A.; Libuda, T. and Zürbig, J. (2001). "SCR: The most effective technology for NOx reduction in large combustion plants" NOXCONF: International Conference on Industrial Atmospheric Pollution, .

168 US EPA (1997). "Mercury study, report to congress, Volume VIII An Evaluation of Mercury Control Technologies and Costs;", EPR -452/R-97-010.

169 Schaltegger, S. and Wagner, M. (2002). "Umweltmanagement in deutschen Unternehmen - der aktuelle Stand der Praxis".

170 UNI/ASU (1997). "Umweltmanagementbefragung - Öko-Audit in der mittelständischen Praxis - Evaluierung und Ansätze für eine Effizienzsteigerung von Umweltschutz-Management-Systemen in der Praxis", Unternehmerinstitut / Arbeitsgemeinschaft Selbständiger Unternehmer.

171 UN ECE (2002). "Control of Mercury Emissions From Coal-fired Electric Utility Boilers. Note prepared by the secretariat based on information provided by the US delegation", United Nations Economic Commission for Europe.

172 Garcia-Mallol, J. A.; Kukoski, A. E. and Winkin, J. P. (1999). .

173 Garcia-Mallol, J. A.; McCarthy, K.; Fernandez, J.; Otero Ventin, P., et al. (2000). .

174 Garcia-Mallol, J. A.; Simmerman, R. N. and Eberle, J. S. (2002). .

175 Petek, J. (2002). "Optimisation Software".

176 Cañadas, L. and et al (2001). "Heat-rate and NOx optimisation in coal boilers using an advanced in-furnace monitoring system" Combined Power plant Air Pollutant Control Symposium (the Megasymposium), .

177 Rodríguez, F. and et al (2002). "OPTICOM: Advanced Automatic Monitoring System of Local Combustion Conditions for Improving Boiler Performance in PC Power plants" UK Meeting on Coal Research and its Applications, .

178 ECSC (2001). "Application of Advanced Modelling Techniques for Coal Utilisation Processes. Furnace Monitoring System to Improve Combustion and Boiler Efficiency (OPTICOM) at Unit 3 of Compostilla Power Station,", ECSC, Contract 7220-ED/096 Final Report,.

179 Lehmann, B.; Nothdurft, R.; Sailer, W.; Strauß, J. H. and K., G. l. (2000). “Ausführung, Werkstoffkonzepte und Qualitätsicherung der Rauchgasentschwefelungsanlage des Heizkraftwerks 2 im Kraftwerk Altbach Deizisau der Neckarwerke Stuttgart AG", VGB Kraftwerkstechnik.

180 Baukal, C. E. and Schwarz, R. E. (2001). "The John Zink Combustion Handbook".

181 Ceramics GmbH (2002). "SCR Experiences on Marine Diesel Engines - A clean fast ferry" Ship Propulsion Conference, .

182 OSEC (1999). "Cost Analysis of NOx Control Alternatives for Stationary Gas Turbines Contract No. DE-FC02-97CHIO877", Onsite Sycom Energy Corporation.

183 Calepa (1999). "Guidance for Power Plant Siting and Best Available Control Technology", USA State of California.

184 Krishnan, R. (2002). “Low NOx emissions achieved in Southern California", Diesel & Gas Turbine Worldwide.

185 Smith, D. J. (1995). “Combined cycle gas turbines: The technology of choice for new power plants", Power Engineering International.

186 Eurostat (2001). "Combined heat and power production (CHP) in the EU-Summary of statistics 1994 - 1998".

187 Eurostat (2002). “Combined heat and power production (CHP) in the EU-Summary of statistics 1994 - 1998", Cogeneration and On-Site Power Production,.

189 Caldwell, D. (2001). "ISCA SOx NOx Hg control technology", personal communication.

190 Davis, L. B. and Black, S. H. (2000). "Dry low NOx combustion systems for GE heavy-duty gas turbines", GER-3568G.

191 GE (2002). "GE gas turbine. Particulate emissions", GE Power Systems.

192 TWG (2003). "Comments from TWG to the second draft of LCP BREF".

193 EC (2001). "European pollution emission register", European Environment Agency.

194 EC (2002). "Regulation (EC) No 761/2001 of the European parliament and of the council allowing voluntary participation by organisations in a Community eco-management and audit scheme (EMAS), OJ L 114, 24/4/2001, http://europa.eu.int/comm/environment/emas/index_en.htm) and (EN ISO 14001:1996, http://www.iso.ch/iso/en/iso9000-14000/iso14000/iso14000index.html; http://www.tc207.org)".

195 Poland (2001). "Information provided by Poland and the Polish power generating industry".

196 ASME "A combustion test facility for testing low NOx combustion systems", ASME Paper, GT2002-30446.

197 ASME "Reduction of NOx and CO to below 2 ppm in a diffusion flame -", ASME, Paper GT2003-38208.

198 ASME "The chronological development of the Cheng cycle steam injected Gas turbine during the past 25 years -", ASME Paper, GT-2002-30119.

199 Cheng (1997). “The New LM2500 Cheng cycle for power generation and co-generation - www.chengpower.com", Energy Conversion Management, 38, pp. no 15-17.

200 Southern Research Institute (2000). "ANR Pipeline Company Parametric Emission Monitoring Systems (PEMS)", Environmental Technology Verification Report, Greenhouse Gas Technology Verification Center, SRI/USEPA-GHG-VR-05, June 2000.

201 Macak III, J. (1996). "The pros and cons of predictive, parametric, and alternative emissions monitoring systems for regulatory compliance," Air & waste management association conference, , 96-WP92.02,.

202 Lefebvre, A. H. (1998). "Gas turbine combustion", Edwards Brothers, Ann Arbor, MI, ISBN 1-56032-673-5.

203 EPA, U. (2002). "http://www.access.gpo.gov/nara/cfr/waisidx_00/40cfr75_00.html", U.S. Environmental Protection Agency (EPA).

204 The Cadmus Group, I. (2000). "Second draft Task 4 PEMS Inventory", The Cadmus Group, INC, Technical Memorandum, May 2000.

205 Tronci, S.; Baratti, R. and Servida, A. (2002). “Monitoring pollutant emissions in a 4,8 MW power plant through neural network", Neurocomputing, 43, pp. 3-15.

206 Pavilion (2003). "http://www.pavtech.com", Pavilion Technologies.

207 Underbakke, H. and Jakobsen, J. "Energy optimisation and reduction of CO2 emissions on the North Sea Sleipner gas production platform", Statoil, ASME 2000-GT-348.

GLOSSAR

ALLGEMEINE TERMINI UND STOFFE

TERMINUS	BEDEUTUNG
Säure	Protonlieferant; eine Substanz, die in einer Wasserlösung mehr oder weniger leicht Wasserstoffionen abgibt
Belebtschlammverfahren	ein Prozess der Abwasseraufbereitung, bei dem Bakterien, denen organische Abfälle als Nahrung dienen, unter Zuführung von Sauerstoff kontinuierlich zirkuliert und mit organischen Abfällen in Berührung gebracht werden, um den Grad des Abbaus zu erhöhen
Belüftung	ein Vorgang bei dem eine Flüssigkeit mit Luft (Sauerstoff) vermischt wird
Alkali	Protonakzeptor; eine Substanz, die in einer Wasserlösung mehr oder weniger leicht Wasserstoffionen aufnimmt
anaerob	ein biologischer Prozess, der unter Abwesenheit von Sauerstoff abläuft
biologisch abbaubar	eine Substanz, die physikalisch und/oder chemisch durch Mikroorganismen abgebaut werden kann; z.B. sind viele Chemikalien, Nahrungsabfälle, Baumwolle, Wolle und Papier biologisch abbaubar.
Brayton-Zyklus	siehe Anhang 10.1.3.
Carnot-Zyklus	siehe Anhang 10.1.1.5.
Cheng-Zyklus	siehe Unterpunkt 7.1.6.
Claus-Anlage	Schwefel-Rückgewinnungsanlage. Weitere Informationen sind dem BVT-Merkblatt Raffinerien zu entnehmen.
medienübergreifende Auswirkungen	Berechnung der Auswirkungen von Wasser/Luft/Boden-Emissionen, Energieverbrauch, Verbrauch von Rohstoffen, Lärm und Wassergewinnung auf die Umwelt (d.h. alle Anforderungen der IPPC-Richtlinie).
diffuse Emission	Emissionen flüchtiger oder leicht staubender Stoffe in die Umwelt, unter normalen Betriebsbedingungen. Diese können resultieren: ▪ Aus dem Aufbau von Anlagen (z.B. von Filtern, Trocknern...) ▪ Aus Betriebsvorgängen (z.B. beim Materialtransport von einem Behälter in einen anderen) ▪ Aus der Betriebsart (z.B. bei Wartungsarbeiten) ▪ Aus dem schrittweisen Ausstoß in andere Medien (z.B. ins Kühlwasser oder Abwasser).. flüchtige Emissionen sind eine Unterkategorie diffuser Emissionen.
diffuse Quellen	vielfältige Quellen ähnlicher diffuser oder direkter Emissionen innerhalb eines definierten Bereichs
Dolomit	Art von Kalkstein, bei dessen Kohlenstofffraktion mineralisches Dolomit, Kalzium-Magnesium-Karbonat ($CaMg(CO_3)$) dominieren.
Abwasser	physikalische Flüssigkeit (Luft oder Wasser zusammen mit Schadstoffen), die eine Emission darstellt
Techniken in Entwicklung	(Bezeichnung eines Standardkapitels in BVT-Merkblättern)
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
mit der Anwendung von BVT verbundene Emissions- und Verbrauchswerte	siehe auch die allgemeine Einführung zu den BVT-Kapiteln
Emissionsgrenzwert	die im Verhältnis zu bestimmen spezifischen Parametern ausgedrückte Masse, die Konzentration und/oder das Niveau einer Emission, die in einem oder mehreren Zeiträumen nicht überschritten werden darf.
'End-of-Pipe'-Verfahren	ein Verfahren zur Verminderung von Endemissionen oder des Verbrauchs durch einen Zusatzprozess, wobei jedoch der prinzipielle Ablauf des Grundprozesses nicht verändert wird. Synonyme: 'Sekundärtechnik', 'Verminderungstechnik'. Antonyme: 'prozessintegrierte Technik', 'Primärtechnik' (eine Technik, die auf gewisse Weise in den Kernprozess eingreift und dabei Rohemissionen oder Verbrauch vermindert)

TERMINUS	BEDEUTUNG
bestehende Anlage	eine Anlage, die betrieben wird oder die im Rahmen der vor Beginn der Anwendung dieser Richtlinie bestehenden Rechtsvorschriften zugelassen worden oder nach Ansicht der zuständigen Behörde Gegenstand eines Vollständigen Genehmigungsantrags gewesen ist, sofern die zuletzt genannte Anlage spätestens ein Jahr nach Beginn der Anwendung der IPPC-Richtlinie in Betrieb genommen wird
flüchtige Emission	durch undichte Ausrüstung/Lecks verursachte Emission: Emission in die Umwelt aufgrund allmählichen Verlustes der Dichtheit eines geschlossenen Anlagenteils, das für ein Medium vorgesehen ist (gasförmig oder flüssig), prinzipiell aufgrund einer Druckdifferenz und eines resultierenden Lecks. Beispiele für flüchtige Emissionen: Leck eines Flansches, einer Pumpe, versiegelter oder abgedichteter Ausrüstung usw.
Immission	das Auftreten und der Gehalt von Schadstoff, Geruch oder Lärm in der Umwelt
Anlage	eine ortsfeste technische Einheit, in der eine oder mehrere der in Anhang I der IPPC-Richtlinie genannten Tätigkeiten sowie andere unmittelbar damit verbundene Tätigkeiten durchgeführt werden, die mit den an diesem Standort durchgeführten Tätigkeiten in einem technischen Zusammenhang stehen und die Auswirkungen auf die Emissionen und die Umweltverschmutzung haben können.
Lurgi CFB	bestimmter SO_x- und NO_X-Verminderungsprozess
Monitoring (Kontrolle, Überwachung)	Verfahren zur Einschätzung oder Bestimmung von Ist-Werten und abweichenden Werten einer Emission oder von sonstigen Parametern aufgrund von Verfahren zur systematischen, periodischen Kontrollen bzw. aufgrund einer Einzelüberwachung, Prüfung, Probenentnahme und Messung oder anderer Bewertungsverfahren zwecks Bereitstellung von Informationen über Emissionsmengen und/oder Trends über emittierte Schadstoffe.
Multi-Medien-Auswirkungen	siehe auch *medienübergreifende Auswirkungen*
Nafthene (Cycloalkane)	Stoffgruppe von zyklischen, gesättigten Kohlenwasserstoffen mit einem oder mehreren gesättigten Ringen aus 5 oder 6 Kohlenstoffatomen in ihren Molekülen, an denen paraffinische Abzweigungen ansetzen (Adjektiv: nafhenisch).
Betreiber	jede natürliche oder juristische Person, die die Anlage betreibt oder besitzt oder der - sofern in den nationalen Rechtsvorschriften vorgesehen - die ausschlaggebende wirtschaftliche Verfügungsmacht über den technischen Betrieb der Anlage übertragen worden ist.
Otto-Verfahren	4-Takt-Motor (Frendzünder)
Schadstoff	einzelner Stoff oder Stoffgruppe, welche/r die Umwelt schädigen oder beeinflussen kann
Primärmaßnahme/ Technik	eine Technik, die auf gewisse Weise die Funktionsweise des Kernprozesses berücksichtigt und dadurch Rohemissionen oder den Verbrauch reduziert (siehe auch ‘E*nd-of-Pipe-Technik’)*
Rankine-Zyklus	siehe Anhang 10.1.2.
Sekundärmaßnahme/ Technik	siehe ‘*End-of-Pipe-Technik’*
spezifische Emission	Emission bezogen auf Referenzbasis wie z.B. Produktionskapazität oder tatsächliche Produktion (z.B. Masse pro erzeugter Tonne oder Einheit).
rotierende Reserve	überschüssige Energiereserve
Thermie-Programm	EU Energieprogramm

ABKÜRZUNGSVERZEICHNIS

Abkürzung	Bedeutung
AF	lichtbogengefeuert (arch-fired)
AFBC	atmosphärische Wirbelschichtfeuerung (atmospheric fluid bed combustion)
AFBG	atmosphärischer Zirkulations-Wirbelschichtvergaser (atmospheric circulating fluidised bed gasifier)
AGR	erweiterte Gasverbrennung (advanced gas reburn)
AOX	adsorbierbare halogenorganische Verbindungen (adsorbible organic halogen compounds); die Gesamtkonzentration in Milligramm pro Liter, dargestellt als Chlor, aller Halognverbindungen (außer Fluor) in einer Wasserprobe, die von Aktivkohle adsorbiert werden können
API	American Petroleum Institute
ASTM	in den USA entwickelte Kohleklassifikation
BVT (BAT)	Beste Verfügbare Techniken (best available techniques)
BBF	vertikale Brennstoffstufung (biased burner firing)
BFB	stationäre Wirbelschicht (bubbling fluidised bed)
SWSF (BFBC)	stationäre Wirbelschichtfeuerung (bubbling fluidised bed combustion)
BFG	Hochofengas (blast furnace gas)
BOD	biochemischer Sauerstoffbedarf (biochemical oxygen demand): Menge des gelösten Sauerstoffs, der von Mikroorganismen benötigt wird, um organische Substanz zu zersetzen. Die Maßeinheit ist O_2/l. In Europa wird BOD i.d.R. nach 3 (BOD_3), 5 (BOD_5) oder 7 (BOD_7) Tagen gemessen.
BOOS	Brenner außer Betrieb (burner out of service)
BVT	BVT-Referenzdokument (BAT Reference document)
BTEX	Benzol, Toluol, Äthylbenzol, Yylol
CC	GuD (combined cycle)
GuD (CCGT)	Gas-Kombikraftwerk (combined cycle gas turbine)
CCP	Kohleverbrennungsprodukte coal combustion products)
CEC	California Energy Commission
CEM	kontinuierliche Emissionskontrolle (continuous emission monitoring)
CEMS	System kontinuierlicher Emissionskontrolle (continuous emission monitoring system)
CETF	Feuerungs- und Umweltschutz-Testanlage (Combustion and environmental test facility)
CFB	zirkulierende Wirbelschicht (circulating fluidised bed)
ZWSF (CFBC)	zirkulierende Wirbelschichtfeuerung (circulating fluidised bed combustion)
CHAT	Cascade Humidified Air Turbine
KWK (CHP)	Kraft-Wärme-Kopplung (combined heat and power (co-generation))
CIS	Gemeinschaft unabhängiger Staaten (GUS), Nachfolgestaaten der ehem. Sowjetunion
COD	Chemischer Sauerstoffbedarf (chemical oxygen demand): Menge an Kaliumdichromat als benötigter Sauerstoff zur chemischen Oxidation von Stoffen im Abwasser bei ca. 150 °C
daf	wasser- und aschefreie Basis (dry and ash free basis)
FTA (DBB)	Kesselfeuerung mit trockenem Schlackeabzug (dry bottom boiler)
DENOX	Entstickung (denitrification)
DESONOX	SO_X- und NO_X-Spezialminderungstechnik (a particular SO_X and NO_X reduction technique)
DESOX	Entschwefelungstechnik (a desulphurisation technique)
DF	Dual Fuel(-Betrieb) (dual fuel)
DH	Fernheizung (district heating)
DLE	trockene, emissionsarme Vormisch-Brennkammer für Gasturbinen (dry low emission premix combustion chamber for gas turbines)
DLN	trockener Low-NO_X-Brenner (z.B. DLN) (dry low-NO_X, e.g. DLN burner)

DLN	trockene Low-NO_X-Vormisch-Brennkammer für Gasturbinen (dry low-NO_X premix combustion chamber for gas turbines)
DM/dm	Trockensubstanz (-gehalt) (dry matter)
DS/ds	Trockengehalt (dry solids content); die übrige Substanzmasse nach Trocknung mittels Standard-Testverfahren.
DS burner	DrallflammenBrenner (drall swirl burner)
DSI	direkte Sorbens-Einspritzung (direct sorbent injection)
DWI	direkte Wasser-Einspritzung (direct water injection
EDTA	Äthyleniaminotetraazetat (ethylenediamine tetraacetic acid)
EIPPCB	European IPPC Bureau
EGR	Abgasrückführung (exhaust gas recirculation)
ELV	Emissionsgrenzwert (emission limit value)
EMAS	EU-Öko-Audit-System (European Community Eco-Management and Audit Scheme)
EMS	Umwelt-Management-System (environment management system)
EO	Energieertrag (energy output)
EOR	EOP-Verfahren (enhanced oil recovery)
EOP	End-of-Pipe-Verfahren (externe Abgas/Abwasser-Behandlung)
EOX	extrahierbare organische Halogene (extractable organic halogens)
EPER	Europäisches Schadstoff-Emissions-Register (European pollutant emission register)
ESA (ESP)	Elektrofilter (electrostatic precipitator)
EUF	Energienutzungsgrad (energy utilisation factor)
EUR	EURO (Währungseinheit in vielen der 15 EU-Länder)
EU-15	15 Mitgliedstaaten der Europäischen Union
WSF (FBC)	Wirbelschichtfeuerung (fluidized bed combustion)
FBCB	Wirbelschichtfeuerungskessel (fluidized bed combustion boiler)
GF (FF)	Gewebefilter (fabric filter)
FEGT	Hochofenabgastemperatur (furnace exit gas temperature)
FGC	Abgasreinigung (flue-gas clean-up)
REA (FGD)	Abgasentschwefelung (flue-gas desulphurisation)
FRB	in GB entwickelte Kohleklassifikation (coal classification developed in the UK)
FGR	Abgasstufung (flue-gas reburn)
GDP	Bruttoinlandprodukt (gross domestic product)
GF	Rostfeuerung (grate firing)
GRP	Glasfaserverstärkter Kunststoff (glass reinforced plastic)
GT	Gasturbine (gas turbine)
GTCC	Gasturbinen-Kombi-Kraftwerk (gas turbine combined cycle)
GWP	globales Erwärmungspotential (global warming potential)
HAT	HAT-Turbine (humidified air turbine)
HFO	schweres Heizöl (heavy fuel oil)
Hardgrove Grindability Index (HGI)	HGI-Index (Zahl zur Bestimmung der Kohlehärte)
HHV	oberer Heizwert (higher heating value)
Hu	unterer Heizwert (lower heating value)
AHDE (HRSG)	nachgeschalteter Abhitzekessel (heat recovery steam generator) oder Abwärmenutzung
HP	Hochdruck (high pressure)
IEA	Internationale Energieagentur (International Energy Agency)
IEF	Informationsaustauschformum (Information exchange forum) (informelles Beratungsgremium im Rahmen der IVU-Richtlinie).
IEM	Interner Strommarkt (Internal electricity market) (Richtlinie (96/92/EC)
IGCC	Kombiprozesstechnologie mit integrierter Kohlevergasung (integrated gasification combined cycle)
IPC	integriertes Umweltverschmutzungs-Kontrollgesetz in GB
IPPC	integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung (integrated pollution prevention and control)
IPP	unabhängige Stromerzeuger (independent power producers)
I-TEQ	Einheit der Dioxinkonzentration basierend auf toxischen Aspekten

JBR	JBR-Reaktor (jet bubbling reactor)
JRC	Gemeinsames Forschungszentrum (Joint Research Centre)
LCP	Großfeuerungsanlage (large combustion plant)
LFO	leichtes Heizöl (light fuel oil) (leichter als SHÖ)
LHV	unterer Heizwert (lower heating value)
LNB	Low-NO_X-Brenner (low-NO_X burner)
LOI	Glühverlust (loss-on-ignition)
LP	Niederdruck (low pressure)
LPGs	Flüssiggas / Autogas (liquid petroleum gas)
LVOC	organische Großchemikalien (large volume organic chemicals) (BVT-Merkblatt)
LIMB	gestufter Brenner für Kalkstein-Eindüsung (limestone injection multistage burner)
MCR	Koks (micro carbon residue)
MDF	MFD-Platte (middle-density fibre board)
MEA	Monoäthanolamin
MMBtu	Million Btu (Energieeinheit) (British thermal unit)
MP	Mitteldruck (medium pressure)
n.a.	nicht zutreffend ODER nicht verfügbar (je nach Kontext) (not applicable / not available)
n.d.	keine Angaben (no data)
NMHC	Kohlenwasserstoffe ohne Methan (non-methane hydrocarbons)
NMVOC	flüchtige organische Verbindungen ohne Methan (non-methane volatile organic compounds)
NOXSO	kombinierte Technik zur Verminderung von NO_X und SO_X. Weitere Informationen im Unterpunkt 3.5.1.2
OECD	Organisation für Wirtschaftliche Zusammenarbeit und Entwicklung (Organisation for Economic Co-operation and Development)
OFA	Oberluft (over fire air)
PAH	polyaromatische Kohlenwasserstoffe (polyaromatic hydrocarbons)
SF (PC)	Staubfeuerung (pulverised combustion)
PAC	pulverförmige Aktivkohle (powdered activated carbon)
DWSF (PFBC)	Druckwirbelschichtfeuerung (pressurised fluidised bed combustion)
PCB	Polychlorierte Benzole (polychlorinated benzenes)
PCDD	Polychlorierte Dibenzo-Dioxine (polychlorinated-dibenzo-dioxins)
PCDF	Polychlorierte Dibenzo-Furane) (polychlorinated-dibenzo-furans)
PEMS	Parametrisches Emissions-Modellierungssystem (parametric emission modelling system)
PFF	Gewebe-Polier-Filter (polishing fabric filter)
PI	prozessintegriert (process-integrated)
Pm	Primärmaßnahmen (primary measures)
PM (PM_{10} and $PM_{2.5}$)	Staub (Feinstaub PM10 und Feinstaub PM2,5)
POM	partikuläre organische Substanz (particulate organic matter)
POPs	persistente organische Verbindungen (persistent organic compounds)
DWSF (PFBC)	Druckwirbelschichtfeuerung (pressurised fluidised bed combustion)
PRV	Druckminderungsventil (pressure reducing value)
PSA	Druckwechseladsorption (pressure swing adsorption)
QF	Qualitätsfaktoren (quality factors)
RDF	Brennstoff aus Müll (refuse derived fuel)
REF	Ersatzbrennstoff (recovered fuel)
R&D	Forschung und Entwicklung (research and development)
SC	Sprühkühlung (spray cooling)
SCONOX	spezieller NO_X-Minderungsprozess für Gasturbinen (particular NO_X reduction process for gas turbines)
SCR	selektive katalytische Reduktion (selective catalytic reduction)
SD	Sprühtrockner (spray dryer)
SDA	Sprühtrockenabsorber (spray dry absorber)
SDS	Sprühabsorptionsabscheider (spray dry scrubber)
SS	suspendierte Feststoffe (suspended solids)
SF	Ersatzbrennstoff (secondary fuel)
SG	Dampferzeuger (steam generator)

SME	kleine bis mittlere Unternehmen (small to medium sized enterprises)
SNCR	selektive nicht katalytische Reduktion (selective non catalytic reduction)
SNRB	kombinierte SO_x-NO_X Reduktionstechnik, ROX-Box-Prozess
SRU	Schwefel-Rückgewinnungs-Einheit (sulphur recovery unit)
STIG	Cheng-Cycle (steam injected gas)
SWTP	Meerwasser-Aufbereitungsanlage (seewater treatment plant)
TDS	gesamte aufgelöste Feststoffe (total dissolved solids)
TEF	toxischer Äquivalenzfaktor (toxic equivalency factor)
TEQ	toxische Äquivalentmenge (toxic equivalent quantity)
TOPHAT	TOPHAT-Turbine (humidified air turbine - Lufteinblasung in Kompressor)
TS	Gesamttrockensubstanz (total solids)
TSA	Warmregeneriert Adsorption (thermal swing adsorption)
TSS	Gesamte suspendierte Feststoffe (total suspended solids)
TWG	technische Arbeitsgruppe (technical working group)
UHC	unverbrannte Kohlenwasserstoffe (unburned hydrocarbons)
UHV	oberer Heizwert (upper heating value)
ULNTF	Ultra-Low-NO_X-Tangentialfeuerung (ultra low NO_X tangential firing)
UN ECE	UN-Wirtschaftskommission für Europa (United Nations Economic Commission for Europe)
USEPA	United States Environment Protection Agency
VGB	Vereinigung der Großkraftwerksbetreiber
VI	Viskositätsindex (viscosity index)
VOCs	flüchtige organische Verbindungen (volatile organic compounds)
waf	wasserfrei (water free)
WSA SNOX	besonderer SO_x- und NO_X-Minderungsprozess
FFA (WBB)	Kessel mit Schmelzkammerfeuerung (wet bottom boiler)
WHB	Abwärmekessel (waste heat boiler)
WHRU	Abwärme-Rückgewinnungseinheit (waste heat recovery unit)
WI	Abfallverbrennung (i.d.R. im BVT-Merkblatt Abfallverbrennungsanlagen behandelt)
WS	Strudel (whirl-swirl)
WT	Abwasseraufbereitung (waste treatment) (i.d.R. im BVT-Merkblatt Abfallbehandlungsanlagen behandelt)
WWTP	Abwasseraufbereitungsanlage (waste water treatment plant)

LIST OF COUNTRIES AND CURRENCIES
(Situation at 26.6.2002)

MEMBER STATES LIST

Short Name	Full Name	Abbreviation[1]	Currency[2]	Currency ISO Code[3]
Austria	Republic of Austria	A	Euro	EUR
Belgium	Kingdom of Belgium	B	Euro	EUR
Cyprus	Republic of Cyprus	CY	Cyprus pound	CYP
Czech Republic	Czech Republic	CZ	Czech koruna (pl. koruny)	CZK
Estonia	Republic of Estonia	EE	Estonian kroon (pl. krooni)	EEK
Germany	Federal Republic of Germany	D	Euro	EUR
Denmark	Kingdom of Denmark	DK	Danish krone (pl. kroner)	DKK
Spain	Kingdom of Spain	E	Euro	EUR
Greece	Hellenic Republic	EL	Euro	EUR
France	French Republic	F	Euro	EUR
Finland	Republic of Finland	FIN	Euro	EUR
Hungary	Republic of Hungary	HU	forint (inv.)	HUF
Italy	Italian Republic	I	Euro	EUR
Ireland	Ireland	IRL	Euro	EUR
Latvia	Republic of Latvia	LV	lats (pl. lati)	LVL
Lithuania	Republic of Lithuania	LT	litas (pl. litai)	LTL
Luxembourg	Grand Duchy of Luxembourg	L	Euro	EUR
Malta	Republic of Malta	MT	Maltese lira	MTL
Netherlands	Kingdom of the Netherlands	NL	Dutch Guilder; Euro	NLG; EUR
Poland	Republic of Poland	PL	Zloty	PLN
Portugal	Portuguese Republic	P	Euro	EUR
Slovakia	Slovak Republic	SK	Slovak koruna (pl. koruny)	SKK
Slovenia	Republic of Slovenia	SI	Tolar	SIT
Sweden	Kingdom of Sweden	S	Swedish krona (pl. kronor)	SEK
United Kingdom	United Kingdom of Great Britain and Northern Ireland	UK	pounds sterling	GBP

1. In BREFs, list Member States in English alphabetical order, using these abbreviations decided by the Permanent Representations
2. Former Currencies (pre-euro):
   - Austria - Austrian schilling (ATS)
   - Belgium - Belgian franc (BEF)
   - Germany - German mark (DEM)
   - Spain - Spanish peseta (ESP)
   - Greece - Greek drachma, pl drachmae (GRD)
   - France - France franc (FRF)
   - Finland - Finnish markka, pl. markkaa (FIM)
   - Italy - Italian lira, pl. lire (ITL)
   - Ireland - Irish pound (punt) (IEP)
   - Luxembourg-Luxembourg franc (LUF)
   - Portugal - Portuguese escudo (PTE)
3. ISO 4217, as recommended by Secretariat-General (SEC(96) 1820).

EU ENLAFGDMENT CANDIDATE COUNTRIES

Short Name	Full Name	Country ISO Code[1]	Currency	Currency ISO Code[2]
Bulgaria	Republic of Bulgaria	BG	lev (pl. leva)	BGN
Romania	Romania	RO	Romanian leu (pl. lei)	ROL
Turkey	Republic of Turkey	TR	Turkish lira	TRL

SOME OTHER COUNTRIES

Short Name	Full Name	Country ISO Code[1]	Currency	Currency ISO Code[2]
Australia	Commonwealth of Australia	AU	Australian dollar	AUD
Canada	Canada	CA	Canadian dollar	CAD
Iceland	Republic of Iceland	IS	Icelandic krona (pl. kronur)	ISK
Japan	Japan	JP	yen (inv.)	JPY
New Zealand	New Zealand	NZ	New Zealand dollar	NZD
Norway	Kingdom of Norway	NO	Norwegian krone (pl. kroner)	NOK
Russia	Russian Federation	RU	new rouble; Russian rouble	RUB; RUR
Switzerland	Swiss Confederation	CH	Swiss franc	CHF
United States	United States of America	US	US dollar	USD

1. ISO 3166
2. ISO 4217

The full list (of all countries) can be found online in the Interinstitutional Style Guide at **http://eur-op.eu.int/code/en/en-5000500.htm**

COMMON UNITS, MEASUREMENT AND SYMBOLS

TERM	MEANING
atm	normal atmosphere (1 atm = 101325 N/m^2)
bar	bar (1.013 bar = 1 atm)
Bq	becquerel (s^{-1})-activity of a radionuclide
°C	degree Celsius
cm	centimetre
cSt	centistokes = 10^{-2} stokes
d	day
g	gram
GJ	gigajoule
GW	gigawatt
GWh	gigawatt hours. Note also TWh, MWh, kWh
GWh_e	gigawatt hours electical. Note also TWh_e, MWh_e, kWh_e
Hz	hertz
h	hour
J	joule
K	kelvin (0 °C = 273.15 K)
kcal	kilocalorie (1 kcal = 4.19 kJ)
kg	kilogram
kJ	kilojoule (1 kJ = 0.24 jkcal)
kPa	kilopascal
kt	kilotonne
kWh	kilowatt-hour (1 kWh = 3600 kJ = 3.6 MJ)
l	litre
m	metre
m^2	square metre
m^3	cubic metre
mg	milligram (1 mg = 10^{-3} gram)
MJ	megajoule (1 MJ = 1000 kJ = 10^6 joule)
mm	millimetre (1 mm = 10^{-3} m)
m/min	metres per minute
Mt	megatonne (1 Mt = 10^6 tonne)
MW_e	megawatts electric (energy)
MW_{th}	megawatts thermal (energy)
ng	nanogram (1 ng = 10^{-9} gram)
Nm^3	normal cubic metre (101.325 kPa, 273 K)
Pa	pascal
ppb	parts per billion
ppm	parts per million (by weight)
ppmvd	parts per million in volume for dry gases
ºR	degree rankine
s	second
t	metric tonne (1000 kg or 10^6 gram)
T-s	temperature-entropy
t/yr	tonne(s) per year
V	volt
vol-%	percentage by volume. (Also % v/v)
wt-%	percentage by weight. (Also % w/w)
yr	year
~	around; more or less
ΔT	temperature difference (increase)
µm	micrometre (1 µm = 10^{-6} m)

LIST OF CHEMICAL ELEMENTS

NAME	SYMBOL	NAME	SYMBOL
antimony	Sb	praseodymium	Pr
arsenic	As	promethium	Pm
astatine	At	protactinium	Pa
barium	Ba	radium	Ra
beryllium	Be	radon	Rn
boron	B	rhenium	Re
bromine	Br	rhodium	Rh
cadmium	Cd	rubidium	Rb
calcium	Ca	ruthenium	Ru
carbon	C	rutherfordium	Rf
chlorine	Cl	samarium	Sm
chromium	Cr	scandium	Sc
cobalt	Co	selenium	Se
copper	Cu	silicon	Si
fluorine	F	silver	Ag
helium	He	sodium	Na
hydrogen	H	strontium	Sr
iodine	I	sulphur	S
iron	Fe	tantalum	Ta
lead	Pb	technetium	Tc
magnesium	Mg	tellurium	Te
manganese	Mn	terbium	Tb
neon	Ne	thallium	Tl
nickel	Ni	thorium	Th
niobium	Nb	thulium	Tm
nitrogen	N	tin	Sn
nobelium	No	titanium	Ti
osmium	Os	tungsten	W
oxygen	O	uranium	U
palladium	Pd	vanadium	V
phosphorus	P	xenon	Xe
platinum	Pt	ytterbium	Yb
plutonium	Pu	yttrium	Y
polonium	Po	zinc	Zn
potassium	K	zirconium	Zr

SI UNIT PREFIXES

Symbol	Prefix	Term	Number
E	exa	10^{18}	1 000 000 000 000 000 000
P	peta	10^{15}	1 000 000 000 000 000
T	tera	10^{12}	1 000 000 000 000
G	giga	10^{9}	1 000 000 000
M	mega	10^{6}	1 000 000
k	kilo	10^{3}	1000
h	hecto	10^{2}	100
da	deca	10^{1}	10
-----	-----	1 unit	1
d	deci	10^{-1}	0.1
c	centi	10^{-2}	0.01
m	milli	10^{-3}	0. 001
µ	micro	10^{-6}	0.000 001
n	nano	10^{-9}	0.000 000 001
p	pico	10^{-12}	0.000 000 000 001

10 ANNEXES

10.1 Annex 1: Principles of combustion cycles and efficiency concepts

To assist public understanding of the BREF, this annex gives a short explanation of the principles and concepts of combustion cycles, as this is the theory on which power plant technology and large combustion installation design and techniques are based [54, Cortés and Plumed, 2000]. For more detailed information on the theory thermodynamic cycles of fossil fuel combustion and energy generation, it is recommended that the reader consults the following references which have been used as background material for this part of the document [55, Çengel and Boles, 1994], [56, Rogers and Mayhew, 1967], [53, El-Wakil, 1984], [50, Korobitsyn, 1998], [58, Eurelectric, 2001], [80, Siemens, 2000], [49, Electrabel, 1996].

10.1.1 Annex 2: Thermodynamic principles

10.1.1.1 First law of thermodynamics

Thermodynamics is a branch of physics in which the concept of energy related concepts and their properties are studied. As is usually the case in physics, thermodynamics is based on induction: the laws which describe the behaviour of energy, have been formulated on the basis of observations of reality. These are called the laws of thermodynamics.

According to the first law, energy is always conserved; it can be neither created nor destroyed. The energy of a system undergoing change (process) can be increased or decreased by exchange with the surroundings and can convert from one to another within that system. This is, therefore, simply a ‘bookkeeping’ law that declares the exchange and convertibility of energy and sees to it that all energy is accounted for when a change occurs. The first law does not indicate whether conversions of energy from one form to another are or are not performed perfectly or whether some forms may be completely converted to others. Such limitations are left to the second law.

10.1.1.2 Second law of thermodynamics

As pointed out in Section 10.1.1.1, energy is a conserved property, and no process is known to have taken place in violation of the first law of thermodynamics. Therefore, it is reasonable to conclude that a process must satisfy the first law to occur. However, as explained below, satisfying the first law alone does not ensure that a thermodynamic process will actually take place.

Processes proceed in a certain direction and not in the reverse direction. The first law places no restriction on the direction of a process, but satisfying the first law does not ensure that the process will actually occur. This inadequacy of the first law to identify whether a process can take place is remedied by introducing another general principle, the second law of Thermodynamics.

The use of the second law of thermodynamics is not limited to identifying the direction of processes, however. The second law also ensures that energy has not only quantity but also quality. The first law is concerned with the quantity of energy and the transformations of energy from one form to another with no regard to its quality. Preserving the quality of energy is a major concern to engineers, and the second law provides the necessary means to determine the quality as well as the degree of degradation of energy during a process.

The above statements serve as a starting point for the following formulation of the second law:

- energy consists of two components, one part is totally convertible into other forms of energy (called exergy), and one part is not at all convertible (called anergy)
- in any real thermodynamic process, part of the exergy is irreversibly converted into anergy.

10.1.1.3 Enthalpy and entropy

Enthalpy represents the amount of energy possessed by a thermodynamic system for transfer between itself and its environment. For example, in a chemical reaction, the change of enthalpy of the system is the heat of the reaction. In a phase change, such as from a liquid to a gas as boiling water in a steam generator, the enthalpy of the system is the heat of vaporisation. In a simple temperature change, the change of enthalpy with each degree is the capacity of the system at constant pressure. Mathematically, enthalpy H is identified as U + PV, where U is internal energy, P is pressure and V is volume.

Rudolph Clausius first introduced the term ‘entropy’ in 1865. He had noticed that a certain ratio of energy was constant in reversible, or ideal, heat cycles, where a cycle in general is a series of processes that begins and ends at the same state and thus can repeat indefinitely, or as long as needed. The ratio was heat exchanged to absolute temperature. Clausius decided that the conserved ratio must correspond to a real, physical quantity, and he named it ‘entropy’.

For a closed system, entropy can be defined as a quantitative measure of the amount of energy not available to do work. So it is a negative kind of quantity, the opposite of available energy, or in other words a measure of disorder or randomness.

10.1.1.4 The concept of reversibility

A reversible process is defined as a process that can be reversed without leaving any trace on the surroundings. That is, both the system and the surroundings are returned to their initial states at the end of the reverse process. This is possible only if the net heat exchange and net work exchange between the system and the surroundings are zero for the combined (original and reverse) processes. Processes that are not reversible are called ‘irreversible processes’.

It should be pointed out that a system can be restored to its initial state following a thermodynamic process, regardless of whether the process is reversible or irreversible. But for reversible processes, this restoration is made without leaving any net change on the surroundings, whereas for irreversible processes, the surroundings usually do some work on the system and, therefore, will not return to their original state.

Reversible processes do not actually occur in nature. They are merely idealisations of actual processes. Reversible processes can be viewed as theoretical limits for the corresponding irreversible ones. Some thermodynamic processes are more irreversible than others. It is not possible to have a reversible process, but it is possible to approach to it. The more closely a reversible process is approximated, the more work delivered by a work-producing device or the less work required by a work-consuming device.

The concept of reversible processes leads to the definition of second-law of thermodynamic, the efficiency of a thermodynamic related to the degree of approximation to the corresponding reversible processes. This enables us to comparison of the performance of different devices that are designed to do the same task on the basis of their efficiencies. The better the design, the lower the irreversibility and the higher the efficiency.

The factors that cause a process to be irreversible are called 'irreversibilities'. They include friction, unrestrained expansion, mixing of two gases, heat transfer across a finite temperature difference, electric resistance, inelastic deformation of solids, and chemical reactions. The presence of any of these effects renders a process irreversible. A reversible process involves none of these.

10.1.1.5 The ideal cycle (Carnot cycle)

One ideal cycle in which the heat is taken in at a constant upper temperature (T_a) and rejected at a constant lower temperature (T_b) is that suggested by Sadi Carnot. It consists of two reversible adiabatic (no heat is exchanged with the surrounding environment) (isentropic- no change in entropy) processes. When the working fluid is considered as water, or water vapour, the two isothermal (no change in temperature) processes are easily obtained by heating and cooling at constant pressure and temperature while the fluid is a wet vapour. The cycle is represented on the temperature-entropy (*T-s)* diagram for steam in Figure 10.1 and a diagrammatic sketch of the plant accompanies it.

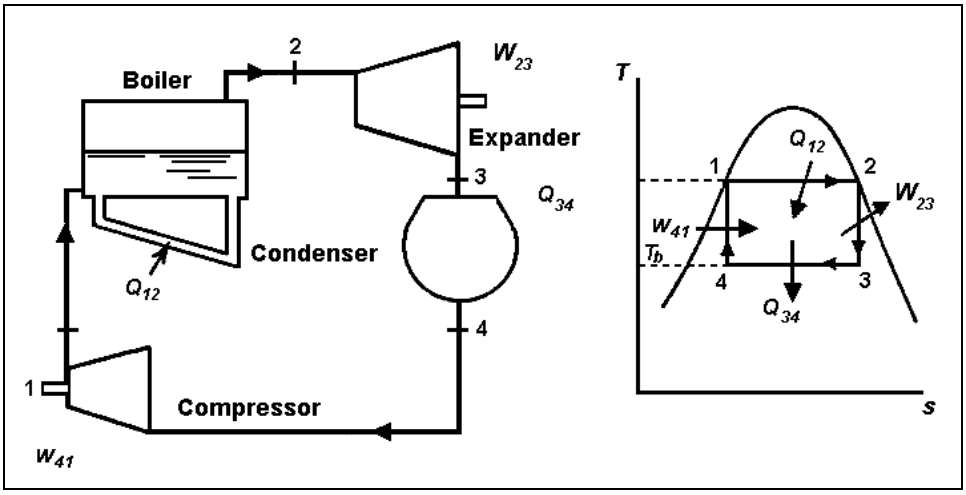


Figure 10.1: Ideal Carnot cycle

In the Carnot cycle, saturated water in state 1 (1) is evaporated in a boiler at constant pressure to form saturated steam in state 2 (2) with the addition of heat (*Q 12*). The steam is then expanded isentropically to state 3 (3) while doing work in a turbine or reciprocating engine (W_{23}). After expansion, the steam is then partially condensed at constant pressure while heat is rejected. Condensation is stopped at state 4 (4) where $s_4 = s_1$. Finally the steam is compressed isentropically in the rotary or reciprocating compressor to state 1 (1). The Carnot cycle is the most efficient cycle that can be executed between a thermal energy source at temperature T_a and temperature at sink T_b. Its thermal efficiency is expressed as:

$$\eta_{\text{th,Carnot}} = 1 - \frac{T_b}{T_a}$$

Reversible isothermal heat transfer is very difficult to achieve in reality because it would require very large heat-exchangers and it would take a very long time. Therefore, it is not practical to build an engine that would operate on a cycle that closely approximates the Carnot cycle.

The real value of the Carnot cycle comes from its being a standard against which the actual or other ideal cycles can be compared. The thermal efficiency of the Carnot cycle is a function of the temperatures sink and source, and the thermal efficiency relation for the Carnot cycle conveys an important message that is applicable to all cycles.

Thermal efficiency increases with an increase in the average temperature at which heat is added to the system or with a decrease in the average temperature at which heat is rejected from the system.

The overall thermal efficiency of a power plant is suitably measured by the proportion of latent energy in the fuel that is converted into useful mechanical work. The overall efficiency can be expressed as the product of two efficiencies:

a) the combustion efficiency, which expresses the proportion of latent energy in the fuel, transferred as heat to the working fluid
b) the cycle efficiency, which expresses the proportion of this, heat which is converted into mechanical work.

10.1.1.6 Properties of vapour (water vapour)

An important step in design of steam generating equipment and its operational cycle application, either for power or heat transfer or both, is to establish reliable information on steam properties. Steam tables currently in use are the '1967 ASME Steam Tables' based on agreements reached at the 'Sixth International Conference on the Properties of Steam'.

The steam tables include the corresponding pressure-temperature equilibrium values between the liquid and vapour phases referred to as 'saturation'. Steam heated beyond saturation to higher temperatures is 'superheated steam'. Water heated to temperatures below saturation (sub-cooled water) is referred to as 'compressed water' in the steam tables. Properties for the superheated steam and compressed water ranges are given in the steam tables, which also includes the intensive properties of specific volume, specific enthalpy, and specific entropy for specified temperatures, pressures and states (liquid or gas). Intensive properties are those which are independent of mass; they are also independent of the type of process or any past history. These are the state and thermodynamic properties required for numerical solutions to design and performance problems involving steam for heat transfer and power. The special significance of the important properties of enthalpy is a consequence of the laws of thermodynamics.

Fortunately, engineering problems deal mainly with changes or differences in enthalpy and entropy and it is not necessary to establish an absolute zero for these properties even though this may be achieved in the case of entropy. The steam tables set an arbitrary zero internal energy and entropy for the liquid state of water at the triple point corresponding to 273.16 K and a vapour pressure of 611.22 Pa. The enthalpy of water under these conditions is slightly positive.

Customarily, the boiler industry uses 300 K and 101353 Pa as the zero enthalpy of air and combustion products, although this practice is not widespread in other related engineering fields. A more general reference is one atmosphere pressure (101325 Pa) and 25 ºC (298.16 K). This is referred to as the standard reference point for listing the heats of formation of compounds from their elements in their standard states, latent heats of phase changes, free energy, and other important thermodynamic quantities.

10.1.2 The Rankine cycle as the standard cycle for steam power plants

There are two major reasons why the Carnot cycle is not used in practice. Firstly, because it has a low work ratio. Secondly, because of practical difficulties associated with compression. It would be difficult to control the condensation process so that it stopped at stage 4 (4) (Figure 10.1), and then carry out the compression of a very wet vapour efficiently. The liquid tends to separate out from the vapour and the compressor would have to deal with a non-homogeneous mixture. Moreover, the volume of the fluid is high and the compressor would be comparable in size and cost with the turbine. It is comparatively easy, on the other hand, to condense the vapour completely, and compress the liquid to boiler pressure in a small feed pump.

Another impracticality associated with the Carnot cycle can be eliminated by superheating the steam in the boiler, as shown schematically on a T-s diagram in Figure 10.2. The cycle that results is the Rankine cycle, which is the ideal cycle for vapour power plants. The ideal Rankine cycle does not involve any internal irreversibilities and consists of the following four processes:

stage 1-stage 2 (1–2)	Isentropic compression in a pump
stage 2-stage 3 (2–3)	Heat addition in a boiler at constant pressure
stage 3-stage 4 (3–4)	Isentropic expansion in a turbine
stage 4-stage 1 (4–1)	Heat rejection in a condenser at constant pressure

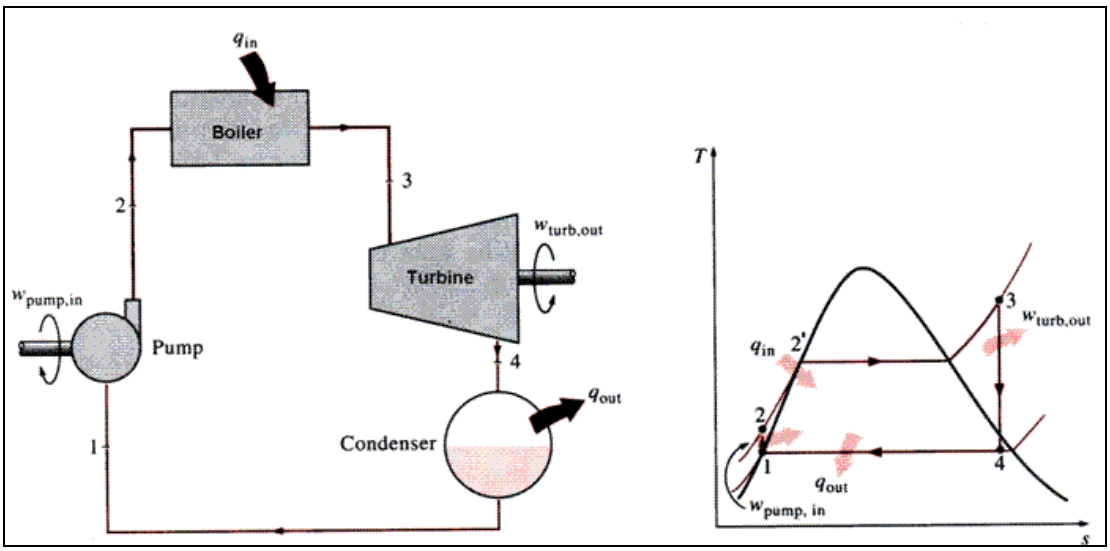


Figure 10.2: The simple ideal Rankine cycle

It is evident without calculation that the efficiency of this cycle will be less than that of the Carnot cycle operating between the same temperatures, because all the heat supplied is not transferred at the higher temperature. Some heat is added while the temperature of the working fluid varies from state 2 (2) to state 2' (2')'. From the comparison between the areas of the two cycles, that the net work output per kg of steam is greater in the Rankine cycle.

10.1.2.1 The externally irreversible Rankine cycle

The actual vapour power cycle differs from the ideal Rankine cycle, as illustrated in Figure 10.3, as a result of irreversibilities in various components. Fluid friction and undesired heat loss to the surroundings are the two most common sources of irreversibilities.

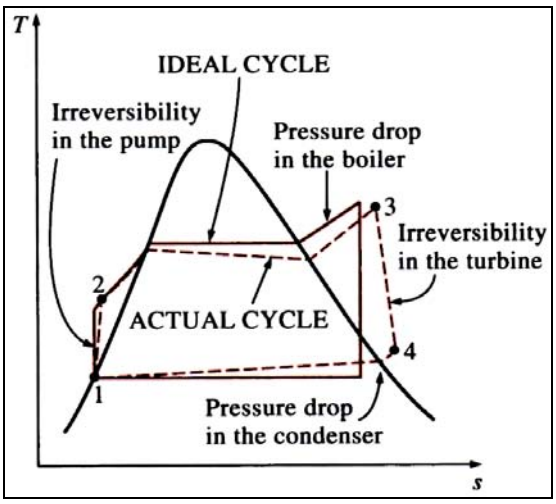


Figure 10.3: Deviation of an actual vapour power cycle from the ideal Rankine cycle

Fluid friction causes pressure drops in the boiler, the condenser, and the piping between various components. As a result, steam leaves the boiler at a somewhat lower pressure. Also, the pressure at the turbine inlet is somewhat lower than that at the boiler exit due to the pressure drop in the connecting pipes. The pressure drop in the condenser is usually very small. To compensate for these pressure drops, the water must be pumped to a sufficiently higher pressure than the ideal cycle needs. This requires a larger pump and larger work input to the pump.

The other major source of irreversibility is the heat loss from the steam to the surroundings as the steam flows through various components. To maintain the same level of net work output, more heat needs to be transferred to the steam in the boiler to compensate for these undesired heat losses. As a result, the efficiency of the cycle decreases.

Of particular importance are the irreversibilities occurring within the pump and the turbine. A pump requires a more work input, and a turbine produces less work output as a result of irreversibilities.

Other factors also need to be considered in the analysis of actual vapour power cycles. In actual condensers, for example, the liquid is usually sub-cooled to prevent the onset of cavitation, the rapid vaporisation and condensation of the fluid at the low pressure side of the pump impeller, which may eventually destroy it. Additional losses occur at the bearings between the moving parts as a result of friction. Steam that leaks out during the cycle and air that leaks into the condenser represent two other sources of loss. All these power consumed by the auxiliary have to be considered in evaluating the performance of actual power plants.

10.1.2.2 Efficiency improvement of the Rankine cycle

The basic idea behind all the modifications to increase the thermal efficiency of a power cycle is the same: increase the average temperature at which heat is transferred to the working fluid in the boiler, or decrease the average temperature at which heat is rejected form the working fluid in the condenser. That is, the average fluid temperature should be as high as possible during heat addition and as low as possible during heat rejection. Next three ways of accomplishing this for the simple ideal Rankine cycle are presented bellow:

A) Lowering the condenser pressure

Steam exists as a saturated mixture in the condenser at the saturation temperature corresponding to the pressure inside the condenser. Therefore, lowering the operating pressure of the condenser automatically lowers the temperature at which heat is rejected.

The effect of lowering the condenser pressure on the Rankine cycle efficiency is illustrated on a *T-s* diagram in Figure 10.4. For comparison purposes, the turbine inlet state is maintained. The shaded area on this diagram represents the increase in net work output as a result of lowering the condenser pressure from state 4 (4) to state 4’(4’). The heat input requirements also increase (represented by the area under curve state *2’*(2′) to stage *2* (2), but this increase is very small. Thus, the overall effect of lowering the condenser pressure is an increase in the thermal efficiency of the cycle.

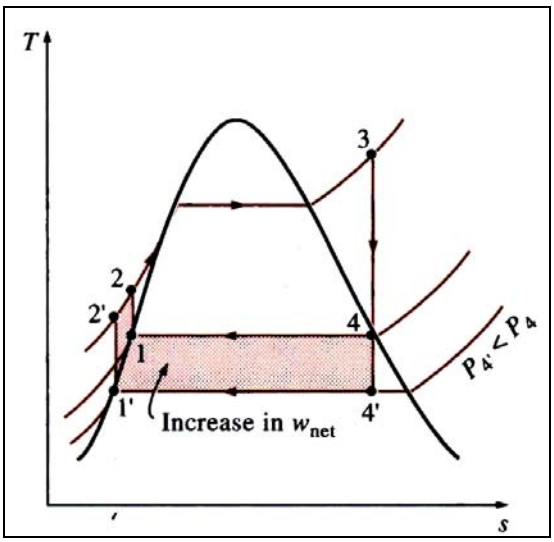


Figure 10.4: The effect of lowering the condenser pressure of the ideal Rankine cycle

B) Superheating the steam to high temperatures

The average temperature at which heat is added to the steam can be increased without increasing the boiler pressure by superheating the steam to high temperatures. The effect of superheating on the performance of vapour power cycles is illustrated on a *T-s* diagram in Figure 10.5. The shaded area on this diagram represents the increase in the net work. The total area under the process curve stage 3 (3)-stage *3'*(3′) represents the increase in the heat input. Thus, both the net work and heat input increase as a result of superheating the steam to a higher temperature. The overall effect is an increase in thermal efficiency, however, since the average temperature at which heat is added increases.

Superheating the steam to higher temperatures has another very desirable effect: it decreases the moisture content of the steam at the turbine exit, as can be seen from the *T-s* diagram (the quality at state 4' (4') is higher than that at state 4 (4)).

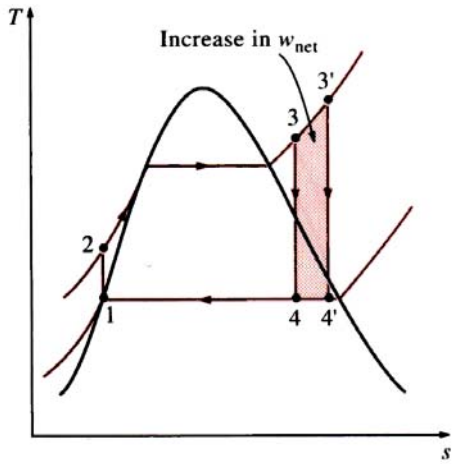


Figure 10.5: The effect of superheating the steam to higher temperatures in the ideal Rankine cycle

C) Increasing the boiler pressure. Supercritical cycles.

Another way of increasing the average temperature during the heat addition process is to increase the operating pressure of the boiler (also called supercritical cycles), which automatically raises the temperature at which boiling take place. This, in turn, raises the average temperature at which heat is added to the steam and thus raises the thermal efficiency of the cycle.

The effect of increasing the boiler pressure on the performance of vapour power cycles is illustrated on a *T-s* diagram in Figure 10.6. Notice that for a fixed turbine inlet temperature, the cycle shifts to the left and the moisture content of steam at the turbine exit increases. This undesirable side effect can be corrected, however, by reheating the steam, as discussed in Section 10.1.2.3.

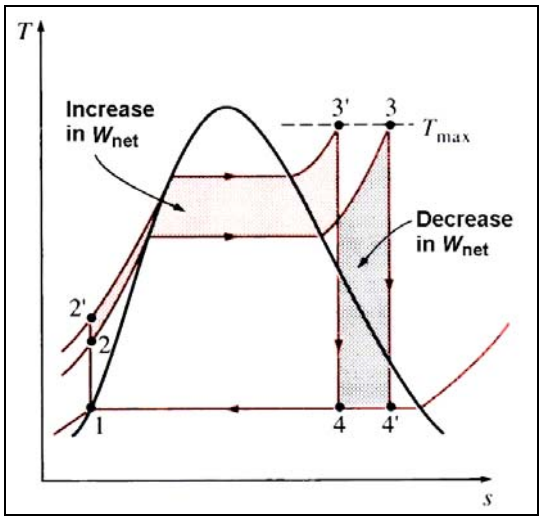


Figure 10.6: The effect of increasing the boiler pressure in the ideal Rankine cycle

Operating pressures of boilers have gradually increased over the years from about 2.7 Mppa in 1992 to over 30 Mpa today, generating enough steam to produce a net power output of 1000 MW or more. Today, many modern steam power plants operate at supercritical pressures (P >22.09 Mppa) (see Figure 10.7).

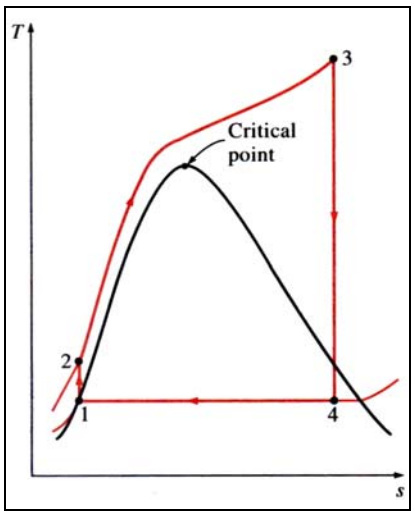


Figure 10.7: A supercritical Rankine cycle

10.1.2.3 Reheat

The ideal reheat Rankine cycle (Figure 10.8) differs from the simple ideal Rankine cycle in that the expansion process takes place in two stages. In the first stage (the high pressure turbine), steam is expanded isentropically to an intermediate pressure and sent back to the boiler where it is reheated at constant pressure, usually to the inlet temperature of the first turbine stage. Steam then expands isentropically in the second stage (low pressure turbine) to the condenser pressure.

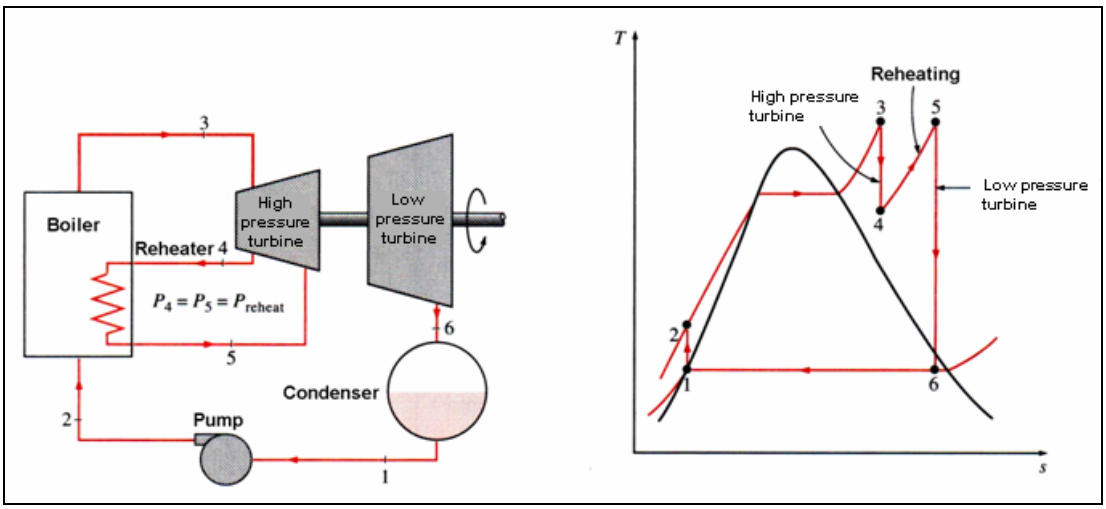


Figure 10.8: The ideal reheat Rankine cycle

The incorporation of the single reheat in a modern power plant improves the cycle efficiency by 4 to 5 per cent by increasing the average temperature at which heat is added to the steam.

The average temperature during the reheat process can be increased by increasing the number of expansion and reheat stages. As the number of stages is increased, the expansion and reheat processes approach an isothermal process at the maximum temperature. The use of more than two reheat stages, however, is not practical.

10.1.2.4 Regeneration

A practical regeneration process in steam power plants is accomplished by extracting, or 'bleeding', steam form the turbine at various points. This steam, which could have produced more work by expanding further in the turbine, is used to heat the feed-water instead. The device where the feed-water is heated by regeneration is called a 'regenerator', or a 'feed-water heater'.

Regeneration not only improves cycle efficiency, but also provides a convenient means of de-aerating the feed-water (removing the air that leaks in at the condenser) to prevent corrosion in the boiler. It also helps control the large volume flowrate of the steam at the final stages of the turbine (due to the large specific volumes at low pressures). Therefore, regeneration is used in all modern steam power plants since its introduction in the early 1920s.

A feed-water heater is basically a heat-exchanger where heat is transferred from the steam to the feed-water either by mixing the two fluid streams (open feed-water heaters) or without mixing them (closed feed-water heaters).

The schematic of a steam power plant with one closed feed-water heater and the *T-s* diagram of the cycle are shown in Figure 10.9. In an ideal closed feed-water heater, the feed-water is heated to the exit temperature of the extracted steam, which ideally leaves the heater as a saturated liquid at the extraction pressure. In actual power plants, the feed-water leaves the heater below the exit temperature of the extracted steam because a temperature difference of at least a few degrees is required for any effective heat transfer to take place.

The condensed steam is then either pumped to the feed-water line or routed to another heater or to the condenser through a device called a 'trap'. A trap allows the liquid to be throttled to a lower pressure region but traps the vapour. The enthalpy of steam remains constant during this throttling process.

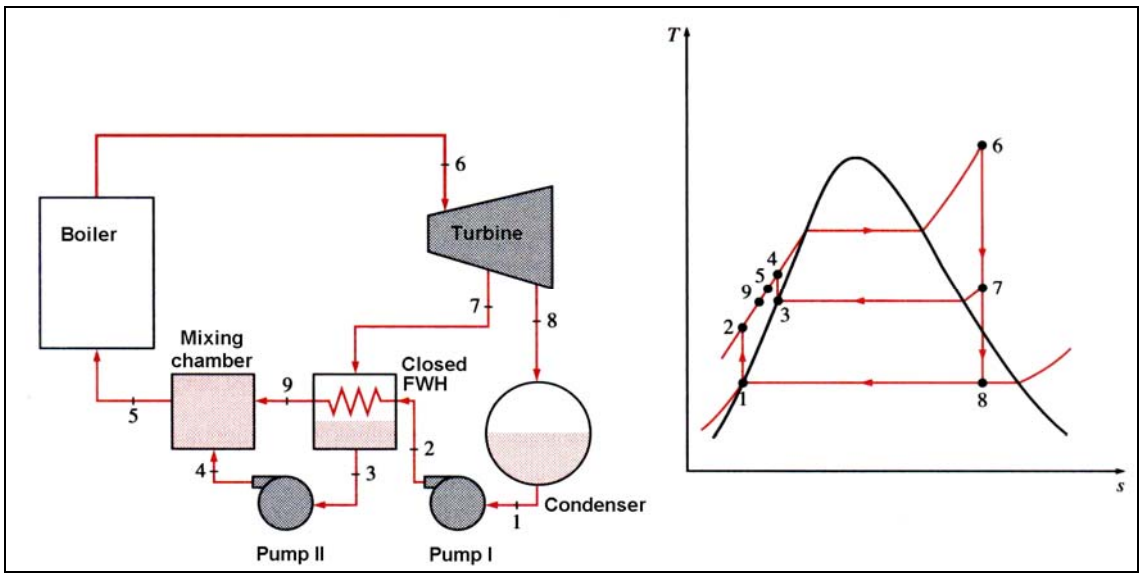


Figure 10.9: The ideal regenerative Rankine cycle with a closed feed-water heater

10.1.3 The Joule or Brayton cycle as the standard cycle for gas turbines

10.1.3.1 The ideal Brayton cycle

George Brayton first proposed the Brayton cycle for use in the reciprocating oil burning engine that he developed around 1870. Today, it is used for gas turbines only where both the compression and expansion processes take place in rotating machinery. Gas turbines usually operate on an open cycle. Fresh air at ambient conditions is drawn into the compressor where its temperature and pressure are raised. The high pressure air proceeds into the combustion chamber where the fuel is burned at constant pressure. The resulting high temperature gases then enter the turbine where they expand to the atmospheric pressure, thus producing power. The exhaust gases leaving the turbine are thrown out (not recirculated), causing the cycle to be classified as an open cycle.

The open gas turbine cycle described above can be modelled as a closed cycle, as shown in Figure 10.10, by utilising the air-standard assumptions where deductions about the performance uses air as the working fluid. Here, the compression and expansion processes remain the same, but the combustion process is replaced by a constant pressure heat addition process from an external source, and the exhaust process is replaced by a constant pressure heat rejection process to ambient air. The ideal cycle that the working fluid undergoes in this closed loop is the Joule or Brayton cycle, which is made up of four internally reversible processes:

stage 1-stage 2 (1–2)	Isentropic compression in a pump
stage 2-stage 3 (2–3)	Heat addition in a boiler at constant pressure
stage 3-stage 4 (3–4)	Isentropic expansion in a turbine
stage 4-stage 1 (4–1)	Heat rejection in a condenser at constant pressure

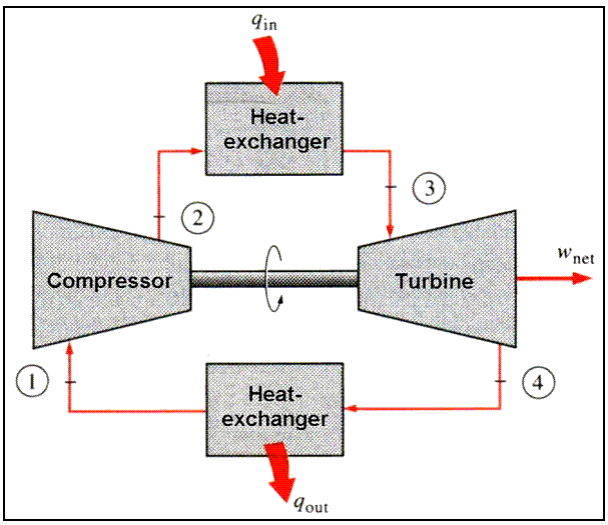


Figure 10.10: A closed cycle gas turbine engine

The *T-s* and *P-v* diagrams of an ideal Brayton cycle are shown in Figure 10.11. Notice that all four processes of the Brayton cycle are executed in steady flow devices; thus they should be analysed as steady flow processes.

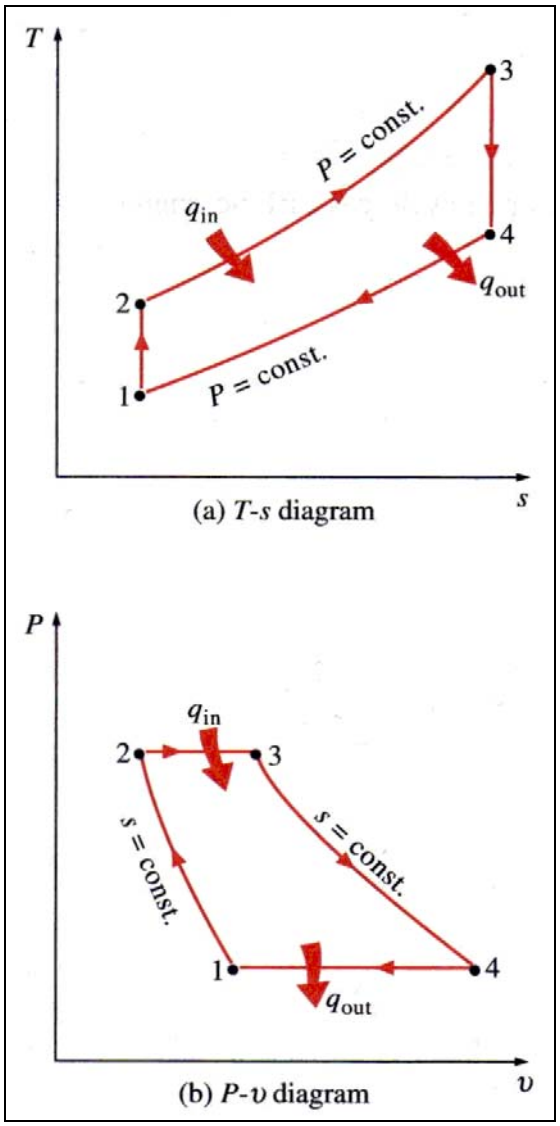


Figure 10.11: *T-s* and *P-v* diagrams for the ideal Brayton cycle

The thermal efficiency of a gas turbine engine depends on the allowable maximum gas temperature at the turbine inlet. Raising the turbine inlet temperature from 900 to 1200 ºC increases the power output by 71 % and the thermal efficiency by 26 %. Significant advances, such as coating the turbine blades with ceramic layers and cooling the blades with the discharge air from the compressor have been made during the last two decades. As a result, today's gas turbines can withstand temperatures as high as 1425 ºC at the turbine inlet, and gas turbine power plants have efficiencies well over 30 %.

Gas-turbine power plants are mostly utilised in the power generation industry to cover emergencies and peak periods because of their relatively low cost and quick response time. Gas turbines are also used in conjunction with steam power plants, the exhaust gases of the gas turbine serve as the heat source for the steam (see Combined Cycles).

10.1.3.2 Non-ideal Brayton cycle

The real gas turbine cycle differs from the ideal Brayton cycle for several reasons. For one thing, some pressure drop during the heat addition and rejection processes is inevitable. More importantly, the actual work input to the compressor will be more, and the actual work output of the turbine will be less because of irreversibilities such as friction and non-quasi-equilibrium operation conditions of these devices.

As soon as compressor and turbine inefficiencies are introduced, as indicated in Figure 10.12, where states *2a (2a)* and stage *4a* (*4a)* are the real exit states of the compressor and the turbine, respectively, and *2s* and *4s* are the corresponding states for the isentropic case, the importance of a high work ratio becomes obvious. With a low value of T_3, the difference between the turbine work and compressor work becomes very small, and a slight decrease in the turbine work and increase in the compressor work is sufficient to reduce the work output, and cycle efficiency, to zero.

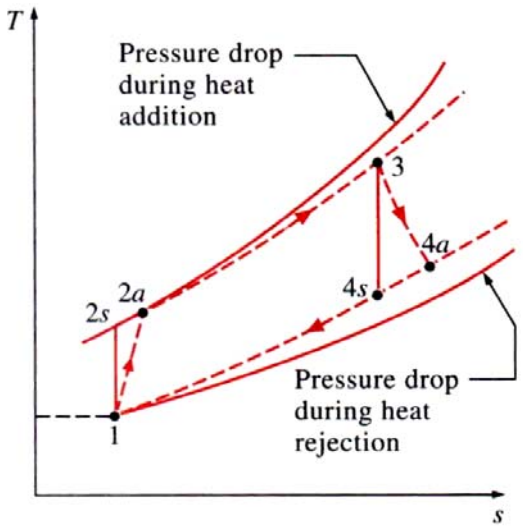


Figure 10.12: The deviation of an actual gas turbine cycle from the ideal Brayton cycle as a result of irreversibilities

The efficiency of the irreversible cycle can be shown to be not only a function of pressure ratio (r_p), but also of T_3 Figure 10.13). There is an optimum pressure ratio for a maximum cycle efficiency as well as an optimum pressure ratio for maximum specific work output (although these optimum pressure ratios are not the same). The ideal efficiency curve is also shown in Figure 10.13, to emphasise the marked reduction in efficiency caused by irreversibilities in the compressor and turbine. The following sections deal with the more important modifications to the simple cycle which may be adapted to improved both the ideal efficiency and work ratio.

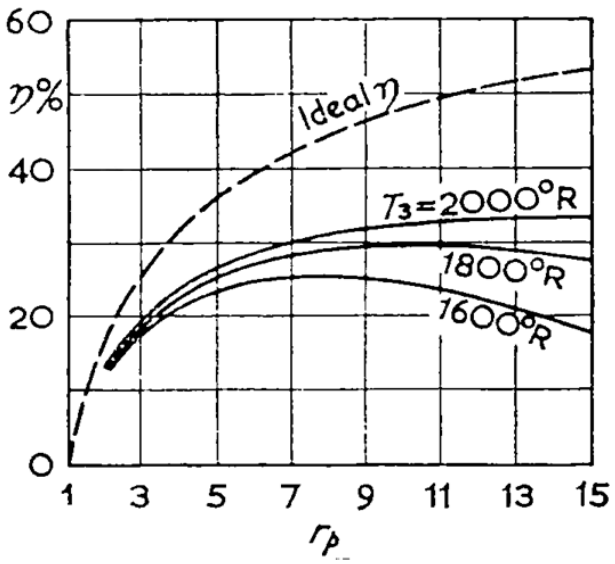


Figure 10.13: Thermal efficiency of the Brayton cycle as a function of pressure ratio (r_P) and temperature (T_3)

10.1.3.3 Regeneration

In the recuperative (or regenerative) cycle, a counter-flow heat-exchanger transfers exhaust heat to the compressed air before it enters the combustor. This is shown schematically in Figure 10.14. The amount of fuel needed to heat the air to combustion temperature is reduced by up to 25 %.

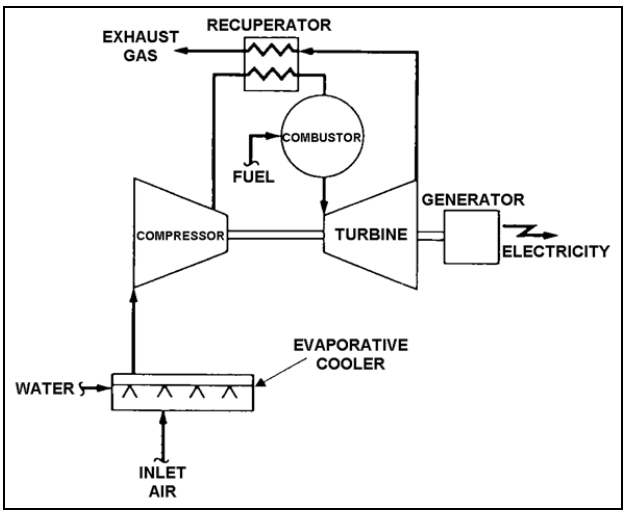


Figure 10.14: Evaporative cooling and recuperative cycles

10.1.3.4 Compressor intercooling

In the intercooled cycle, a heat-exchanger is placed in the air path between low and high pressure sections of the compressor, as shown in Figure 10.15. Compression of cool air requires less work than compression of warm air. This heat-exchanger is designed to cool the air and reduce the amount of work required in the high pressure section of the compressor, increasing both power output and efficiency. The intercooler can be a direct contact (evaporative) or an extended surface type heat-exchanger.

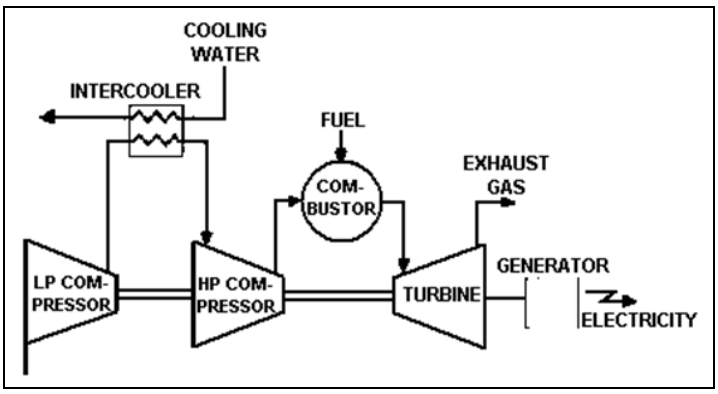


Figure 10.15: Intercooled cycle

10.1.3.5 Turbine reheat

The gas turbine reheat cycle is analogous to the steam turbine reheat cycle. The hot gases are partially expanded through the turbine, reheated by a second stage combustor, and returned to the turbine. This cycle is more complex than the standard gas turbine cycle. Figure 10.16 illustrates a schematic representation of this cycle and the characteristics are as follows:

- the reheat cycle is more efficient
- to protect the reheat combustor, the high pressure turbine is required to lower the temperature of the hot gases entering the reheat combustor
- in general, it is necessary to increase the fuel/air ratio to increase specific power. Metallurgy and cooling technology limit the turbine inlet temperature. The two-stage combustor allows more fuel to be injected without exceeding this temperature limit. This increases the exhaust temperature and makes the reheat combustion turbine more suitable for the combined cycle
- the reheat combustion turbines higher specific power results in less residual oxygen in the exhaust sections which are smaller than those for a simple cycle gas turbine of the same output.

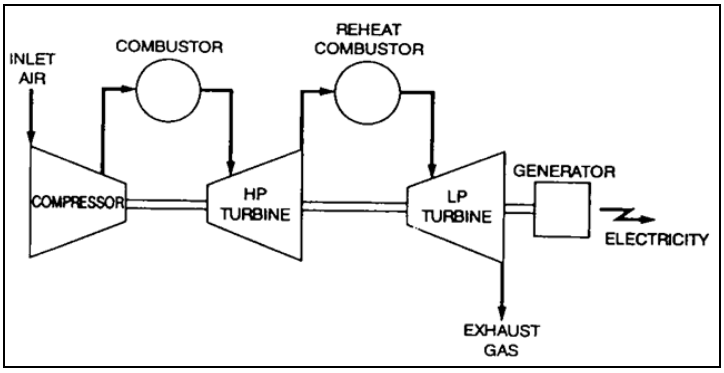


Figure 10.16: Reheat cycle

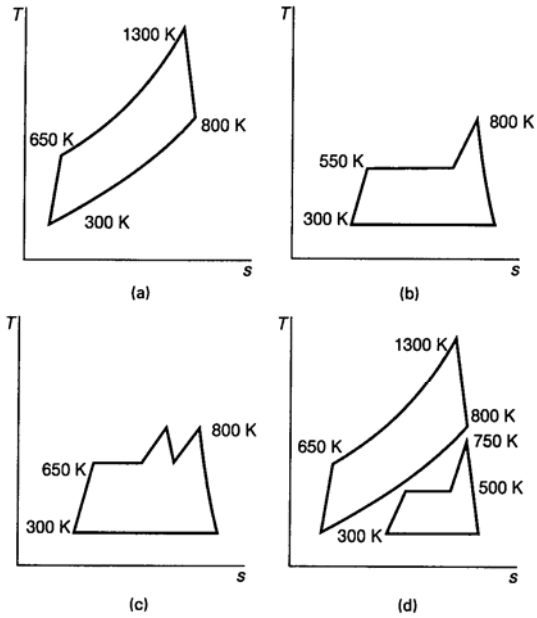
10.1.4 Combined cycles

As described in Section 10.1.1.5, the Carnot cycle is the most efficient cycle that can be executed.

Naturally, the efficiencies of real processes are lower since there are losses involved. The process efficiency can be improved by raising the maximum temperature in the cycle, releasing the waste heat at a lower temperature, or by improving the process to minimise the internal exegetic losses.

The interest in combined cycles arises particularly from these considerations. By its nature, no single cycle can make all of these improvements to an equal extent. It thus seems reasonable to combine two cycles, one with high process temperatures and the other with a good 'cold end'.

In a simple cycle gas turbine, attainable process temperatures are high as energy is supplied directly to the cycle without heat exchange. The exhaust heat temperature, however, is also high. In the steam cycle, the maximum process temperature is much lower than the gas turbine process, but the exhaust heat is returned to the environment at a low temperature. As illustrated in Table 10.1combining a gas turbine and a steam turbine thus offers the best possible basis for a high efficiency thermal process.



Plant	(a)	(b)	(c)	(d)
Average temperature of heat supplied, K	1000	600	680	1000
Average temperature of heat rejected, K	520	300	300	300
Carnot efficiency, %	48	50	50	70

Parameters	Gas turbine power plant (cycle a)	Steam turbine power plant (cycle b)	Steam turbine power plant with reheating (cycle c)	Combined–cycle power plant (cycle d)
Average temperature of heat supplied, K	1000	600	680	1000
Average temperature of dissipated heat, K	520	300	300	300
Carnot efficiency, %	48	50	50	70

Table 10.1: Thermodynamic comparison of gas turbine, steam turbine and combined cycle processes
[50, Korobitsyn, 1998]

The last line in Table 10.1 shows the Carnot efficiencies of the various processes. Although that is not the case in reality, this table can be used as an indicator of the quality of a thermal process. The value shown makes clear just how interesting the combined cycle power plant is when compared to processes with only one cycle. Even a sophisticated, supercritical conventional reheat steam turbine power plant has a Carnot efficiency of around 20 points lower than that of a good combined cycle plant. For combined cycle power plants, actual efficiencies are around 75 % of the Carnot efficiency. The differences between the actual efficiencies attained by a combined cycle power plant and the other processes are, therefore, not quite as large as illustrated in Table 10.1. The relatively larger drop in the combined cycle efficiency is caused by higher internal energy losses due to the temperature differential for exchanging heat between the gas turbine exhaust and the water/steam cycle.

Recent developments in gas turbine technology have made the combined gas-steam cycle economically very attractive. The combined cycle increases the efficiency without appreciably increasing the initial cost. Consequently, many new power plants operate on combined cycles, and many more existing steam or gas turbine plants are being converted to combined cycle power plants. Thermal efficiencies well over 40 % are reported as a result of conversion.

10.1.5 Co-generation (CHP)

In all the cycles discussed so far, the sole purpose was to convert a portion of the heat transferred to the working fluid to work, which is the most valuable form of energy. The remaining portion of the heat is rejected to rivers, lakes, oceans, or to the air as waste heat, because its quality (or grade) is too low to be of any practical use.

Many systems or devices, however, require energy input in the form of heat, called ‘process heat’, usually supplied by steam at 5 to 7 atm and 150 to 200 ºC. Energy is usually transferred to the steam by burning coal, oil, natural gas, or another fuel in a furnace.

The temperature in furnaces is typically very high (around 1370 ºC), and thus the energy in the furnace is of very high quality. This high quality energy is transferred to water to produce steam at about 200 ºC or below (a highly irreversible process). Associated with this irreversibility is, of course, a loss in work potential and thus a loss of exergy that is the scarce resource and must, therefore, be used sparingly. So it is simply not wise to use high quality energy to accomplish a task that could be accomplished with low quality energy.

A plant which produces electricity while meeting the process heat requirements of certain industrial processes, is called a ‘co-generation plant’. In general, co-generation is the production of more than one useful form of energy (such as process heat and electric power) from the same energy source.

Either a steam turbine (Rankine) cycle or a gas turbine (Brayton) cycle or even a combined cycle can be used as the power cycle in a co-generation plant. The schematic of an ideal steam turbine co-generation plant is shown in Figure 10.17.

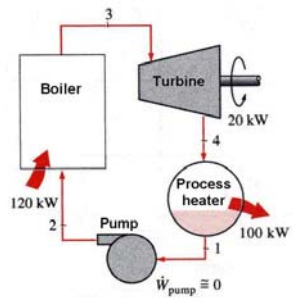


Figure 10.17: An ideal co-generation plant

In the absence of a condenser, no heat is rejected from this plant as waste heat. In other words, all the energy transferred to the steam in the boiler is utilised as either process heat or electric power.

To take account of the latter benefit, the total efficiency, perhaps better called the energy utilisation factor (EUF), is a more adequate measure of performance than the simple work.

The ideal steam turbine co-generation plant described above is not practical because it cannot adjust to the variations in power and process heat loads. The schematic of a more practical (but more complex) co-generation plant is shown in Figure 10.18. Under normal operation, some steam is extracted from the turbine at some predetermined intermediate pressure state '6' P_6. The rest of the steam expands to the condenser pressure state '7' P_7 and is then cooled at constant pressure. The heat rejected from the condenser represents the waste heat for the cycle.

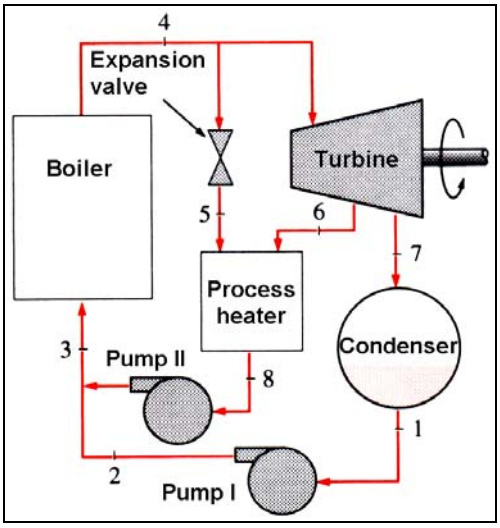


Figure 10.18: A co-generation plant with adjustable loads

At times of high demand for process heat, all the steam is routed to the process heating units and none to the condenser. The waste heat is zero in this mode. If this is not sufficient, some steam leaving the boiler is throttled by an expansion or pressure reducing valve (PRV) to the extraction pressure P_6 and is directed to the process heating unit. Maximum process heating is realised when all the steam leaving the boiler passes through the PRV. No power is produced in this mode. When there is no demand for process heat, all the steam passes through the turbine and the condenser, and the co-generation plant operates as an ordinary steam power plant.

Under optimum conditions, a co-generation plant simulates the ideal co-generation plant discussed earlier. That is, all the steam expands in the turbine to the extraction pressure and continues to the process heating unit. This condition may be difficult to achieve in practice because of the constant variations in the process heat and power loads. But the plant should be designed so that the optimum operating conditions are approximated most of the time.

10.2 Annex 2. Technical options to remove CO_2 from flue-gases

Given current technology, increasing the thermal efficiency of processes and techniques - generating energy is the most important measure in reducing the amount of greenhouse gases emitted per unit of energy produced. Efficiency increases are limited by various factors so that, even with increased efficiency, significant amounts of CO_2 will be emitted. To reduce the emissions of CO_2 further, different technical options are currently under development or are at a research stage and might be available in the future. These technical options are well described by the IEA (International Energy Agency), [41, IEA, 1992] and will be briefly presented in this annex of the document.

10.2.1 Absorption techniques to remove CO_2 from flue-gases

Absorption of CO_2 is a technique used in the chemical industry for the commercial production of CO_2. The amounts of CO_2 currently produced are small in comparison with the total amount of CO_2 that could be removed from the flue-gas in the global sector-generating energy. Therefore such absorption techniques would have to be introduced on a much larger scale. Typically three basic types of absorption systems are possible: chemical, physical and hybrid systems.

In chemical absorption systems, the CO_2 reacts with chemical solvents to form a weakly bonded intermediate compound which is broken down by the application of heat, regenerating the original solvent and producing a CO_2 stream. Typical solvents are amine- or carbonate-based, such as MEA, diethanolamine (DEA), ammonia and hot potassium carbonate. These processes can be used at low CO_2 partial pressures, but the flue-gas must be free of SO_2, O_2 hydrocarbons and particulates because of operating problems in the absorber.

The CO_2 can also be physically absorbed in a solvent and then regenerated using heat and/or pressure reduction. Typical solvents are dimethylether of polyethylene glycol and cold methanol, which are applied at high pressure. At low pressures, the chemical absorption processes are economic.

Hybrid solvents combine the best characteristics of both the chemical and physical solvents and are usually composed of a number of complementary solvents.

All the absorption processes operate in essentially the same manner by scrubbing the flue-gas in absorption towers to collect the CO_2 and then regenerating the solvent and releasing the CO_2.

10.2.2 Adsorption techniques to remove CO_2 from flue-gases

Solid adsorption methods employ a physical attraction between the gas and ‘active sites’ on the solid, whereas solid absorption methods employ a chemical reaction to capture the target gas. There are several adsorption methods used commercially in the process industries that may be applicable for removing CO_2 from power plant flue-gases. These employ adsorbent beds of alumina and zeolite molecular sieves (natural or manufactured aluminosilicate).

There are various methods of regeneration. Pressure swing regeneration or adsorption (PSA) involves lowering the pressure in the vessel containing the saturated bed until trapped gases are pulled off the bed. The regeneration cycles are relatively short and are typically measured in seconds. Thermal (or temperature) Swing Adsorption employs high temperature regeneration gas to drive off the trapped gas. The regeneration cycles are quite long (measured in hours) and result in larger quantities of adsorbent being required than with PSA systems.

10.2.3 Cryogenic techniques to remove CO_2 from flue-gases

Cryogenic separation involves cooling the gases to very low temperatures so that frozen CO_2 can be separated. The potential advantages of the process include the possibility of direct disposal of CO_2 ice (e.g. in the deep ocean) and the high purity of the separated gas which is close to 100 %. The disadvantage includes the high energy input required for reaching the cryogenic temperature. The major energy requirements are incurred during the compression stage so that improvements in this area would greatly reduce the overall power plant efficiency loss [40, Soria, et al., 1998].

10.2.4 Membrane techniques to remove CO_2 from flue-gases

In membrane separation, an appropriate membrane is used to separate the flue-gases into a CO_2 rich and lean gas stream. Two membrane operations are possible, gas separation and gas absorption. The combination of MEA and membranes is said to be the best option.

Gas separation membranes rely on a difference in physical or chemical interaction between components present in a gas mixture with the membrane material causing one component to permeate faster through the membrane than others.

Gas absorption membranes are membranes which are used as contacting devices between a gas flow and a liquid flow. The separation is caused by the presence of an absorption liquid on one side of the membrane. In contrast with gas separation membranes, it is not essential that the membrane has any selectivity at all.

10.2.5 The Carnol technique to remove CO_2 from flue-gases

The Carnol system, which is under development in the US, combines CO_2 removal from coal-fired power plants with methanol generation. It thus eliminates the need for CO_2 disposal. Part of the CO_2 emitted is used for methanol production, and some of the carbon is separated in solid form during the process. As such, it can either be stored or sold. The proposed system also uses the waste heat from the methanol production to decrease the energy needs for CO_2 extraction from the stack gases [40, Soria, et al., 1998].This process is just in the research stage.

10.2.6 Comparison of the different CO_2 removal options

A comparison of the different technical options that might in the future be available for CO_2 removal from large combustion plants has been carried out by the IEA Greenhouse Gas R&D Programme [41, IEA, 1992]. The four following power generation schemes have been studied:

1) a modern pulverised coal-fired power plant equipped with flue-gas desulphurisation (FGD) and operating with a subcritical high temperature steam cycle, assuming an efficiency of 40 %
2) a natural gas fired combined cycle power plant assuming an overall electrical efficiency of 52 %
3) an integrated gasification combined cycle (IGCC) power plant in which a coal slurry is fed to an oxygen blown gasifier of the entrained flow type assuming an efficiency of 42 %
4) a power plant burning pulverised coal in oxygen using recycled CO_2 to moderate the combustion temperature, assuming an efficiency of 33 %. It should be noted that this technique must be regarded as a long-term one.

As a base case for each of the techniques mentioned above, a 500 MW_e power plant, with a 35 year working life has been assumed. Furthermore, the plants are assumed to be seawater cooled and located on the coast in Western Europe. The ambient conditions are 15 ºC, 1.013 bar, relative humidity 60 % and the cooling water is available at 15 ºC. The design fuel is an internationally traded Australian bituminous coal of 0.86 % sulphur content from the Drayton mine. Plant emissions are controlled according to EU Directives. Also 90 % removal of sulphur dioxide (SO_2) has been specified.

For the gas turbine combined cycle case study, two gas turbines are used to obtain a net power output of approximately 500 MW with fuel being a typical Brent field natural gas.

The results of this study are presented in the Table 10.2 andTable 10.3. The information on costs was originally given in US dollars, nominally set in the third quarter of 1992. For the purpose of this document, the cost has been converted to euros using the exchange rate from October 2000. The accuracy is believed to be around +/- 30 %, so results should be taken only as an indication. It should also be noted that these figures do not take into account the cost of carbon dioxide disposal, which will be a necessary measure for most of the techniques discussed.

The disposal of carbon dioxide is an integral part of a complete strategy to avoid major greenhouse gas emissions from plants-generating energy in the future, but it is not an immediate operational issue for a large combustion plant and is, therefore, not described in this document. However, possible options for large-scale disposal of CO_2 are:

- disposal in the deep ocean
- disposal in deep aquifers
- use for enhanced oil recovery (EOR)
- disposal in exhausted gas and oil reservoirs.

Performance parameter	CO_2 removal technique	Pulverised coal power plant with FGD	Gas turbine combined cycle	Integrated gasification combined cycle	Pulverised coal combustion in oxygen using recycled CO_2	Notes
Changes in the net efficiency by applying different CO_2 removal techniques according to a given reference case	Reference efficiency without CO_2 removal	40 %	52 %	42 %	33 %	
	Absorption	29 %	42 %	28 %	30 %	Integrated gasification combined cycle using solvents may lead to 36 % efficiency instead of 42 % as a reference
	Adsorption PSA	28 %	33 %	26 %	29 %	
	Adsorption TSA	29 %	39 %	29 %	-	
	Cryogenic techniq ue	–	–	36 %	27 %	Cryogenic measures have only be considered the IGCC and the pulverised coal combustion in oxygen using recycled CO_2
	Separation membrane	31 %	31 %	26 %	31 %	The decrease in efficiency is much higher due to high compression requirements
	Absorption membrane + MEA	30 %	47 %	32 %	30 %	
CO_2 captured	Absorption	90 %	85 %	90 %	99 %	
	Adsorption PSA, TSA	95 %	95 %	95 %	95 %	
	Cryogenic technique			85 %	85 %	
	Separation membrane	80 %	80 %	80 %	80 %	
	Absorption membrane + MEA	80 %	80 %	80 %	80 %	
CO_2 in product	Absorption	99.2 %	99.4 %	99.8 %	96 %	
	Adsorption PSA, TSA	75 %	50 %	60 %	97 %	
	Cryogenic technique			97 %	99 %	
	Separation membrane	55 %	16 %	30 %	97 %	
	Absorption membrane + MEA	55 %	16 %	30 %	97 %	
Note: Based on an IEA study to demonstrate the possible removal options which might be considered in the future						

Table 10.2: Comparison of different combustion techniques with and without CO_2 removal [41, IEA, 1992]

Performance parameter	CO_2 removal technique	Pulverised coal power plant with FGD	Gas turbine combined cycle	Integrated gasification combined cycle	Pulverised coal combustion in oxygen using recycled CO_2	Notes
Cost per tonne of CO_2 avoided (EUR/tonne)	Absorption	40	63	99	18	
	Adsorption PSA	96	623	235	24	
	Adsorption TSA	302	459	413	-	
	Cryogenic technique			26	29	Cryogenic measures have only be considered the IGCC and the pulverised coal combustion in oxygen using recycled CO_2
	Separation membrane	53	384	143	10	
	Absorption membrane + MEA	51	35	48	18	
Specific investment cost (EUR/kW)	Reference case without CO_2 removal	1213	805	1790	2344	
	Absorption	2112	1567	3731	3557	
	Adsorption PSA	1569	1376	2465	2510	
	Adsorption TSA	2363	1779	3475	-	
	Cryogenic technique	-	-	2763	4125	
	Separation membrane	2411	3573	5567	2537	
	Absorption membrane + MEA	1885	-	3137	-	
Note: Based on an IEA study to demonstrate costs of the possible removal options which might be considered in the future						

Table 10.3: Comparison of different combustion techniques with and without CO_2 removal [41, IEA, 1992]