Umwelt Bundes Amt
Für Mensch und Umwelt

Merkblatt über die Besten Verfügbaren Techniken in der

Zement-, Kalk- und Magnesiumoxidindustrie

Mai 2010

mit ausgewählten Kapiteln in deutscher Übersetzung

Umweltbundesamt
(German Federal Environment 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 hat sich dazu bereit erklärt, die Verfügbarkeit der für die Genehmigungsbehörden wesentlichen Kapitel der überarbeiteten BVT-Merkblätter in deutscher Sprache organisatorisch und finanziell solange sicherzustellen, wie die EU-Kommission nicht die Übersetzung der Merkblätter in alle Amtssprachen vornimmt. Es beauftragte das Umweltbundesamt (UBA) in seiner Funktion als nationale Koordinierungsstelle für die BVT-Arbeiten mit der Organisation und fachlichen Begleitung dieser Übersetzungsarbeiten.

In dem vorliegenden Dokument wurden aus dem von der Europäischen Kommission veröffentlichten BVT-Merkblatt „Zement-, Kalk- und Magnesiumoxidindustrie“ die Kapitel übersetzt, in denen die Besten Verfügbaren Techniken beschrieben sind (Kapitel 1.4 bis 1.7, 2.4 bis 2.7 und 3.4 bis 3.7).

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 wurden. In Ausnahmefällen gibt es in der deutschen Übersetzung Verweise auf nicht übersetzte 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 korrigierten Fassung.

Die Übersetzungen der weiteren Kapitel wurden ebenfalls sorgfältig erstellt und fachlich durch das Umweltbundesamt und Fachleute der Bundesländer geprüft. 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 unter http://www.bvt.umweltbundesamt.de/kurzue.htm abrufbar.

Durchführung der Übersetzung in die deutsche Sprache:

Maja Bernicke, Dessau-Rosslau

Sebastian Plickert, Berlin

Dieses Dokument ist Teil einer Serie von Dokumenten, die fortlaufend revidiert werden:

Merkblatt über die Besten Verfügbaren Techniken für … (englischer Titel)	**Kürzel**
Large Combustion Plants	LCP
Mineral Oil and Gas Refineries	REF
Production of Iron and Steel	I&S
Ferrous Metals Processing Industry	FMP
Non Ferrous Metals Industries	NFM
Smitheries and Foundries Industry	SF
Surface Treatment of Metals and Plastics	STM
Cement, Lime and Magnesium Oxide Manufacturing Industries	*CLM*
Glass Manufacturing Industry	GLS
Ceramic Manufacturing Industry	CER
Large Volume Organic Chemical Industry	LVOC
Manufacture of Organic Fine Chemicals	OFC
Production of Polymers	POL
Chlor - Alkali Manufacturing Industry	CAK
Large Volume Inorganic Chemicals – Ammonia, Acids and Fertilisers Industries	LVIC-AAF
Large Volume Inorganic Chemicals – Solid and Others industry	LVIC-S
Production of Speciality Inorganic Chemicals	SIC
Common Waste Water and Waste Gas Treatment/Management Systems in the Chemical Sector	CWW
Waste Treatments Industries	WT
Waste Incineration	WI
Management of Tailings and Waste-Rock in Mining Activities	MTWR
Pulp and Paper Industry	PP
Textiles Industry	TXT
Tanning of Hides and Skins	TAN
Slaughterhouses and Animals By-products Industries	SA
Food, Drink and Milk Industries	FDM
Intensive Rearing of Poultry and Pigs	IRPP
Surface Treatment Using Organic Solvents	STS
Industrial Cooling Systems	ICS
Emissions from Storage	EFS
Energy Efficiency	ENE
Merkblatt über …	
General Principles of Monitoring	MON
Economics and Cross-Media Effects	ECM

Elektronische Fassungen der Entwürfe und der fertiggestellten Dokumente sind öffentlich und können unter http://eippcb.jrc.es heruntergeladen werden (Anm. der Übersetzer: unter http://www.bvt.umweltbundesamt.de/kurzue.htm auch in deutscher Teilübersetzung).

ZUSAMMENFASSUNG[1]
MERKBLATT ÜBER BESTE VERFÜGBARE TECHNIKEN (BVT) IN DER ZEMENT-, KALK- UND MAGNESIUMOXIDINDUSTRIE

EINLEITUNG

Das BVT-Merkblatt mit dem Titel „**Zement-, Kalk- und Magnesiumoxidindustrie“** beruht auf einem Informationsaustausch nach Artikel 17 Absatz 2 der Richtlinie 2008/1/EG des Europäischen Parlaments und des Rates (IVU-Richtlinie). Diese Zusammenfassung stellt die wichtigsten Ergebnisse dar und gibt einen Überblick über die wesentlichen BVT-Schlussfolgerungen und die damit einhergehenden Verbrauchs- und Emissionswerte. Sie sollte in Verbindung mit dem Vorwort gelesen werden, das die Zielsetzungen des Dokuments, die vorgesehene Verwendung und rechtliche Bestimmungen erläutert. Diese Zusammenfassung kann als eigenständiges Dokument gelesen und verstanden werden, aber als Zusammenfassung gibt sie nicht die Komplexität des vollständigen Dokuments wieder. Sie ist folglich nicht dazu gedacht, das vollständige Dokument als Arbeitshilfe bei der BVT-Entscheidungsfindung zu ersetzen.

GELTUNGSBEREICH DIESES DOKUMENTS

Dieses Dokument betrifft die Industrietätigkeiten, die in Abschnitt 3.1 des Anhangs I der Richtlinie 2008/1/EG genannt sind, namentlich:
„3.1. Anlagen zur Herstellung von Zementklinkern in Drehrohröfen mit einer Produktionskapazität von über 500 Tonnen pro Tag oder von Kalk in Drehrohröfen mit einer Produktionskapazität von über 50 Tonnen pro Tag oder in anderen Öfen mit einer Produktionskapazität von über 50 Tonnen pro Tag.“

Zusätzlich zur Zement- und Kalkindustrie betrifft dieses Dokument auch die Herstellung von Magnesiumoxid im Trockenverfahren.

Dieses BVT-Merkblatt hat drei Kapitel – eines für die Zementindustrie, eines für die Kalkindustrie und eines für die Herstellung von Magnesiumoxid im Trockenverfahren auf Basis von abgebautem natürlichem Magnesit (Magnesiumkarbonat $MgCO_3$). Jedes der drei Kapitel ist entsprechend dem Handbuch und den Leitlinien für das Abfassen von BVT-Merkblättern in sieben Abschnitte unterteilt. Neben den elementaren Herstellungstätigkeiten der drei Industrien sind in diesem Dokument auch damit zusammenhängende Tätigkeiten erfasst, die sich auf Emissionen oder die Umweltverschmutzung auswirken könnten. Folglich betrifft das Dokument auch Tätigkeiten, die von der Aufbereitung der Rohmaterialien bis hin zum Versand der Enderzeugnisse reichen. Bestimmte Tätigkeiten, z.B. die Gewinnung/der Abbau und Schachtöfen für die Zementklinkerproduktion, sind nicht erfasst, weil sie nicht in unmittelbarem Zusammenhang zur Primärtätigkeit gesehen werden.

ZEMENTINDUSTRIE

Wichtigste Umweltaspekte

Zement ist ein Grundmaterial für den Hoch- und Tiefbau. 2006 wurden in der Europäischen Union 267,5 Mio. Tonnen produziert, was etwa 10,5 % der Weltproduktion entsprach.

2008 gab es in der Europäischen Union 268 Anlagen zur Produktion von Zementklinker und Fertigzement mit insgesamt 377 Öfen. Darüber hinaus gab es weitere 90 Mahlanlagen (Zementmühlen) und zwei Klinkeranlagen ohne Mühlen. Die typische Ofengröße liegt derzeit bei etwa 3000 t Klinker pro Tag.

Das Klinkerbrennen ist im Hinblick auf die wichtigsten Umweltaspekte der Zementherstellung - Energieverbrauch und Emissionen in die Luft - der bedeutendste Teil des Prozesses. In Abhängigkeit von den spezifischen Produktionsprozessen verursachen Zementanlagen Emissionen in die Luft und den Boden (in Form von Abfall). In seltenen Fällen kann es zu Emissionen ins Wasser kommen. Darüber hinaus kann die Umwelt durch Lärm und Gerüche beeinträchtigt werden. Die wichtigsten Schadstoffe, die in die Luft e-

[1] Anm. der Übersetzer: Dies ist die von der Europäischen Kommission angefertigte und veröffentlichte Übersetzung der Zusammenfassung. Daher sind Begriffswahl und Sprachstil in der Zusammenfassung z.T. anders als in den im Auftrag des Umweltbundesamts übersetzten Textabschnitten. Zum besseren Verständnis sollten daher immer die entsprechenden Textstellen im Hauptdokument zu Rate gezogen werden – d. h. bei der Entscheidungsfindung über BVT namentlich die entsprechenden Textstellen in den Kapiteln 1.5, 2.5 oder 3.5.

mittiert werden, sind Staub, Stickoxide und Schwefeldioxid. Kohlenstoffoxide, polychlorierte Dibenzo-p-dioxine und Dibenzofurane, organisch gebundener Kohlenstoff, Metalle, Chlorwasserstoff und Fluorwasserstoff werden ebenfalls emittiert. Die Art und der Umfang der Luftverschmutzung hängen von verschiedenen Parametern wie den Eingangsgrößen (verwendete Rohmaterialien und Brennstoffe) und dem angewandten Verfahren ab.

In der EU beträgt der durchschnittliche Rohmaterialeinsatz 1,52 t je Tonne Klinker. Der Massenverlust ist im Wesentlichen auf die Kalzinierungsreaktion ($CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2$) zurückzuführen, bei der das entstehende Kohlendioxid an die Luft abgegeben wird.

Angewandte Verfahren und Techniken

Nach der Gewinnung, dem Zerkleinern, dem Mahlen und dem Homogenisieren der Rohmaterialien ist der erste Schritt der Zementherstellung das Kalzinieren des Kalziumkarbonats. Danach wird das so entstandene Kalziumoxid zusammen mit Siliziumdioxid, Tonerde und Eisenoxid bei hohen Temperaturen zum Klinker gebrannt. Dieser wird in einem weiteren Schritt zusammen mit Gips und weiteren Zumahlstoffen zu Zement vermahlen. In der Natur vorkommendes kalkhaltiges Gestein, wie beispielsweise Kalkstein, Mergel oder Kreide, liefert das Kalziumkarbonat. Siliziumdioxid, Eisenoxid und Aluminiumoxid sind in verschiedenen Erzen und Mineralien enthalten. Zudem können die natürlichen Rohstoffe zum Teil durch Abfallstoffe verschiedener Art ersetzt werden.

Die Zementindustrie ist eine energieintensive Branche, wobei sich die Energiekosten in typischen Fällen auf 40 % der Produktionskosten (d.h. ohne Investitionskosten, jedoch einschließlich Stromkosten) belaufen. Die für den Prozess erforderliche Wärmeenergie kann durch verschiedene konventionelle fossile sowie Abfallbrennstoffe bereitgestellt werden. 2006 wurden am häufigsten Petrolkoks, Kohle und verschiedene Arten von Abfällen eingesetzt, gefolgt von Braunkohle und anderen festen Brennstoffen, Heizöl und Erdgas.

Grundsätzlich können aufgrund der Besonderheiten des Klinkerbrennprozesses Abfälle als Rohmaterial und/oder Brennstoffe eingesetzt werden. Der Klinker wird in einem Drehrohrofen gebrannt. Dieser kann Teil einer langen Ofenanlage für das Nass- oder Trockenverfahren, einer Ofenanlage mit Rostvorwärmer für das Halbnass- oder Halbtrockenverfahren (Lepol-Verfahren), einer Ofenanlage mit Zyklon-Vorwärmer für das Trockenverfahren oder einer Ofenanlage mit Vorwärmer/Vorkalzinator sein. 2008 wurden rund 90 % des europäischen Zements in Öfen nach dem Trockenverfahren, weitere 7,5 % im Halbnass- und Halbtrockenverfahren und die restlichen 2,5 % im Nassverfahren produziert. Im Allgemeinen wird davon ausgegangen, dass die in Europa nach dem Nassverfahren operierenden Öfen, ebenso wie die Öfen für das Halbnass- und Halbtrockenverfahren, im Zuge einer Erneuerung auf das Trockenverfahren umgerüstet werden.

KALKINDUSTRIE

Wichtigste Umweltaspekte

Kalk wird in den verschiedensten Produkten verwendet, beispielsweise als Flussmittel bei der Stahlveredelung, als Bindemittel im Baugewerbe sowie in der Wasseraufbereitung zum Ausfällen von Verunreinigungen. Außerdem wird Kalk in großem Umfang zur Neutralisation saurer Bestandteile von Industrieabwässern und Rauchgasen eingesetzt. 2004 belief sich die Kalkproduktion in Europa auf 25 Mio. Tonnen bzw. auf 28 Mio. Tonnen unter zusätzlicher Einbeziehung der Kalkproduktion für den Eigenverbrauch. Dies entspricht etwa 20 % der weltweiten Kalkproduktion.

Im Jahr 2003 gab es etwa 211 Kalk produzierende Anlagen in der EU-27 (ohne Berücksichtigung der Kalkproduktion für den Eigenbedarf) und 2006 insgesamt 597 Öfen, die Kalk für gewerbliche Zwecke produzieren, wovon 551 (oder etwa 90 %) Schachtöfen waren. Die typische Schachtofenleistung liegt zwischen 50 und 500 t/Tag. Für die Kalkproduktion werden in der Regel zwischen 1,4 und 2,2 Tonnen Kalkstein pro Tonne marktfähigem Branntkalk eingesetzt. Der Verbrauch hängt vom Produkttyp, der Reinheit des Kalksteins, dem Kalzinierungsgrad und der Abfallmenge ab. Der größte Massenverlust des Prozesses beruht auf der Emission von Kohlendioxid in die Luft.

Die Kalkindustrie ist eine äußerst energieintensive Branche; ihre Energiekosten belaufen sich auf bis zu 60 % der gesamten Produktionskosten. Die Öfen werden mit gasförmigen (z. B. Erdgas, Koksofengas), festen (z. B. Kohle, Koks/Anthrazitkoks) und flüssigen (z. B. schweres/leichtes Heizöl) Brennstoffen befeuert.

Außerdem werden verschiedene Abfälle als Brennstoffe verwendet, z. B. Öl, Kunststoffe, Papier, Tiermehl und Sägespäne.

Luftverschmutzung und Energieverbrauch sind die wichtigsten mit der Kalkproduktion verbundenen Umweltprobleme. Der Kalkbrennprozess ist die Hauptquelle für Emissionen und auch der Hauptenergieverbraucher. Auch die Sekundärprozesse Kalklöschen und -mahlen können von Bedeutung sein. In Abhängigkeit von den spezifischen Produktionsprozessen verursachen Kalkanlagen Emissionen in die Luft, das Wasser und den Boden (als Abfall). Darüber hinaus kann die Umwelt durch Lärm und Gerüche beeinträchtigt werden. Die wichtigsten Schadstoffe, die in die Luft emittiert werden, sind Staub, Stickoxide, Schwefeldioxid und Kohlenstoffmonoxid. Polychlorierte Dibenzo-p-dioxine und polychlorierte Dibenzofurane, organisch gebundener Kohlenstoff, Metalle, Chlorwasserstoff und Fluorwasserstoff können, je nachdem, welche Roh- und Brennstoffe zum Einsatz kommen, ebenfalls relevant sein.

Angewandte Verfahren und Techniken

Der Begriff Kalk schließt Branntkalk und Kalkhydrat ein und wird als Synonym für den Begriff Kalkerzeugnisse gebraucht. Ungelöschter Kalk oder Branntkalk ist Kalziumoxid (CaO). Kalkhydrat besteht hauptsächlich aus Kalziumhydroxid ($Ca(OH)_2$); zu ihm zählen gelöschter Kalk (trockenes Kalziumhydroxidpulver), Kalkmilch und Kalkteig (in Wasser dispergierte Kalziumhydroxidpartikel).

Der Kalkherstellungsprozess besteht aus dem Brennen von Kalzium- und/oder Magnesiumkarbonaten, um Kohlendioxid freizusetzen und das dazugehörige Oxid zu erhalten ($CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2$). Nach Verlassen des Ofens wird das Kalziumoxid im Allgemeinen zerkleinert, gemahlen und/oder gesiebt, bevor es in Lagersilos transportiert wird. Vom Silo wird der Branntkalk entweder an die Endverbraucher zur Nutzung als Branntkalk (ungelöschter Kalk) ausgeliefert oder zu einer Hydratanlage transportiert, wo er mit Wasser zu Kalhydrat gelöscht wird.

GEWINNUNG VON MAGNESIUMOXID (TROCKENVERFAHREN)

Wichtigste Umweltaspekte

Magnesiumoxid (MgO/Magnesia) ist die wichtigste industrielle Magnesiumverbindung und wird hauptsächlich in der Stahl- und Feuerfestindustrie, aber auch in vielen anderen Industriesektoren verwendet. Im Trockenverfahren werden verschiedene Arten von Magnesiumoxid gewonnen, wie beispielsweise totgebrannte Magnesia (*dead burned magnesia*, DBM), kaustisch gebrannte Magnesia (*caustic calcined magnesia*, CCM) und Schmelzmagnesia (*fused magnesia*, FM).

2003 wurden weltweit rund 12,5 Mio. Tonnen Magnesit produziert, davon rund 2,3 Mio. Tonnen (18,4 % der Weltproduktion) in der EU-27. Im selben Jahr wurden weltweit rund 5,8 Mio. Tonnen MgO im Trockenverfahren hergestellt. Nach vorliegenden Informationen gab es 2008 in der EU-27 lediglich neun Magnesiumoxid-Produzenten (Trockenverfahren) mit insgesamt 14 Anlagen. Jede Anlage betrieb einen bis drei Öfen, mit Ausnahme eines Produzenten, der in einer einzigen Anlage acht Öfen betrieb.

Die Herstellung von MgO ist energieintensiv, denn MgO und insbesondere DBM wird bei sehr hohen Temperaturen gewonnen. Der Energiebedarf für die MgO-Produktion liegt zwischen 6 und 12 GJ/t MgO und wird durch verschiedene Faktoren bestimmt. Im Jahr 2008 wurden Erdgas, Petrolkoks und Heizöl als Brennstoffe verwendet.

Luftverschmutzung und Energieverbrauch sind die wichtigsten mit der Magnesiumoxidproduktion verbundenen Umweltprobleme. Der Brennprozess ist die Hauptquelle für Emissionen und der Hauptenergienutzer. In Abhängigkeit von den spezifischen MgO-Produktionsprozessen verursachen die Anlagen Emissionen in die Luft, das Wasser und den Boden (als Abfall). Darüber hinaus kann die Umwelt durch Lärm und Gerüche beeinträchtigt werden. Die wichtigsten Schadstoffe, die in die Luft emittiert werden, sind Staub, Stickstoffoxide, Schwefeldioxid und Kohlenstoffoxide (CO, CO_2).

Angewandte Verfahren und Techniken

Vor dem Brennen wird der Rohmagnesit abgebaut, gebrochen, zerkleinert oder gemahlen und gesiebt. Über 98 % des abgebauten Magnesits werden zur Produktion der verschiedenen Magnesiaprodukte verwendet. Die

chemische Reaktion für die Entsäuerung von Magnesit ist endotherm und setzt eine hohe Brenntemperatur voraus. Verschiedene Brennprozesse und Brennschritte sind erforderlich, um die verschiedenen Arten von Magnesiumoxid (CCM, DBM und/oder FM) zu erzeugen. Es werden unterschiedliche Ofentypen, z.B. Etagenöfen, Schachtöfen oder Drehrohröfen) verwendet. Für die Erzeugung von Schmelzmagnesia werden spezielle Lichtbogenöfen verwendet.

ZEMENT-, KALK- UND MAGNESIUMOXIDINDUSTRIE

Bei der Festlegung der BVT zu berücksichtigende Techniken

Kernpunkte für die Implementierung des IVU-Ansatzes in der Zement-, Kalk- und Magnesiumoxidindustrie sind die Reduzierung von Emissionen in die Luft, die effiziente Energie- und Rohstoffnutzung, die Minimierung, Rückgewinnung und Verwertung von Prozessverlusten/Prozessabfällen sowie wirksame Umwelt- und Energiemanagementsysteme.

Diese Kernpunkte werden durch eine Vielfalt prozessintegrierter Maßnahmen/Techniken und nachgeschalteter (*end-of-pipe*-) Techniken adressiert, wobei die Anwendbarkeit dieser Maßnahmen und Techniken in der Zement-, Kalk- und Magnesiumoxidindustrie berücksichtigt wird. In diesem Dokument sind Maßnahmen/Techniken erfasst, bei denen davon ausgegangen wird, dass sie das Potenzial besitzen, ein hohes Umweltschutzniveau zu erzielen oder dazu beizutragen. In diesem Zusammenhang werden für die Zementindustrie ca. 36 Techniken zur Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung präsentiert (Abschnitt Techniken, die bei der Bestimmung der BVT für die Zementindustrie zu berücksichtigen sind), für die Kalkindustrie ca. 24 Techniken (Abschnitt 2.4) und für die Magnesiumoxidindustrie unter Anwendung des Trockenverfahrens ca. 16 Techniken (Abschnitt 3.4).

Beste verfügbaren Techniken

Die BVT-Kapitel (1.5, 2.5 und 3.5) betreffen Techniken, die in allgemeiner Hinsicht BVT für die Zement-, Kalk- oder Magnesoumoxidindustrie sind und basieren im Wesentlichen auf Informationen der Kapitel 1.4, 2.4 oder 3.4 unter Berücksichtigung der Definition des Begriffs „beste verfügbare Techniken“ (Artikel 2 Nummer 12 der IVU-Richtlinie) und der Erwägungen in Anhang IV der IVU-Richtlinie. In den BVT-Kapiteln werden auch Verbrauchs- und Emissionswerte, die mit dem Einsatz der BVT assoziiert sind, angegeben. Wie im Vorwort erwähnt, werden in den BVT-Kapiteln keine Emissionsgrenzwerte vorgeschlagen. Für eine Anlage, die von der IVU-Richtlinie erfasst wird, ist es die Aufgabe der zuständigen Behörde, Emissionsgrenzwerte auf Basis der besten verfügbaren Techniken in der Genehmigung festzulegen.

Es wird darauf hingewiesen, dass in dieser Zusammenfassung die BVT-Schlussfolgerungen nur zusammenfassend dargestellt sind. Um die entsprechenden vollständigen BVT-Schlussfolgerungen zu lesen, siehe Kapitel 1.5, 2.5 und 3.5 dieses Dokuments. Außerdem muss grundsätzlich angemerkt werden, dass bei der Mitverbrennung von Abfällen die Anforderungen der Abfallverbrennungsrichtlinie (AVR) erfüllt sein müssen [59, Europäische Kommission, 2000].

Zusammenfassung der BVT für die Zementindustrie	
Umweltmanagement (BVT 1 - Abschnitt 1.5.1)	• Einführung und Befolgung eines Umweltmanagementsystems (UMS), das, soweit den lokalen Gegebenheiten entsprechend angemessen, die in BVT 1 in Abschnitt 1.5.1 genannten Elemente beinhaltet.
Allgemeine Primärmaß-nahmen/-techniken (BVT 2, 3, 4 - Abschnitt 1.5.2)	• Gewährleistung eines reibungslosen und stabilen Ofenprozesses, nahe an den Prozessparameter-Sollwerten, der alle Ofenemissionen und den Energieverbrauch positiv beeinflusst, durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 2 a, b in Abschnitt 1.5.2. • Sorgfältige Auswahl und Kontrolle aller Eingangsstoffe, um Emissionen zu vermeiden und/oder zu reduzieren (BVT 3, Abschnitt 1.5.2). • Regelmäßige Überwachung und Messung von Prozessparametern und Emissionen gemäß BVT 4 a-e, Abschnitt 1.5.2.
Prozessauswahl (BVT 5 - Abschnitt 1.5.3.1)	• Anwendung des Trockenverfahrens mit mehrstufiger Vorwärmung und Vorkalzinierung für Neuanlagen und wesentliche Änderungen bestehender Anlagen. Unter normalen und optimierten Betriebsbedingungen beträgt der entsprechende BVT-Energiebedarf 2900 – 3300 MJ/Tonne Klinker (BVT 5 - Abschnitt 1.5.3.1).

Zusammenfassung der BVT für die Zementindustrie	
Energieverbrauch (BVT 6, 7, 8, 9 - Abschnitt 1.5.3.2)	• Reduzierung/Minimierung des Wärmeenergieverbrauchs durch Anwendung einer Kombination der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 6 a–f in Abschnitt 1.5.3.2. • Reduzierung des Primärenergieverbrauchs durch Reduzierung des Klinkergehalts von Zement und Zementprodukten (BVT 7 - Abschnitt 1.5.3.2). • Reduzierung des Primärenergieverbrauchs durch Anwendung von Abwärmeverstromung oder kombinierter Kraft-Wärme-Kopplung sofern dies aufgrund des Nutzwärmebedarfs möglich und innerhalb der energiewirtschaftlichen Rahmenbedingungen wirtschaftlich tragfähig ist (BVT 8 - Abschnitt 1.5.3.2). • Minimierung des Stromverbrauchs durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 9 a-b in Abschnitt 1.5.3.2 einzeln oder in Kombination.
Abfallqualitätskontrolle (BVT 10 a-c - Abschnitt 1.5.4.1)	• Anwendung von Qualitätssicherungssystemen zur Gewährleistung der Abfalleigenschaften und zur Prüfung aller Abfälle, die als Roh- und/oder Brennstoff in einem Zementofen verwendet werden sollen, auf die Parameter/Kriterien gemäß BVT 10 a I. - III. - Abschnitt 1.5.4.1. • Überwachung der Höhe relevanter Parameter für jeden Abfall, der als Roh- und/oder Brennstoffe in einem Zementofen eingesetzt werden soll, wie Chlor, relevante Metalle (z. B. Kadmium, Quecksilber, Thallium), Schwefel, Gesamthalogengehalt (BVT 10 Buchstabe b - Abschnitt 1.5.4.1). • Anwendung von Qualitätssicherungssystemen für jede Abfallcharge (BVT 10 c - Abschnitt 1.5.4.1).
Abfallzuführung in den Ofen (BVT 11 a-f - Abschnitt 1.5.4.2)	• Nutzung, was Temperatur und Verweilzeit betrifft, geeigneter Zugabestellen, die vom Ofendesign und der Ofenführung abhängen (BVT 11 a – Abschnitt 1.5.4.2). • Zuführung von Abfällen, die organische Bestandteile enthalten, welche sich vor der Brennzone verflüchtigen können, in die angemessen hoch temperierten Zonen des Ofensystems (BVT 11 b - Abschnitt 1.5.4.2). • Derartiger Betrieb, dass das bei der Mitverbrennung von Abfällen entstehende Gas kontrolliert und homogen und selbst unter ungünstigen Bedingungen für 2 Sekunden auf eine Temperatur von 850 °C erhitzt wird (BVT 11 c - Abschnitt 1.5.4.2). • Erhöhung der Temperatur auf 1100 °C, wenn gefährlicher Abfall mit einem Gehalt von mehr als 1 Gewichtsprozent an halogenierten organischen Stoffen, angegeben als Chlor, mitverbrannt wird (BVT 11 d – Abschnitt 1.5.4.2). • Kontinuierliche und konstante Abfallzuführung (BVT 11 e – Abschnitt 1.5.4.2). • Keine Mitverbrennung von Abfällen bei Vorgängen wie dem Anfahren und/oder Abfahren der Anlage, wenn keine angemessenen Temperaturen und Verweilzeiten erreicht werden können; siehe BVT 11 a-d (BVT 11 f – Abschnitt 1.5.4.2).
Sicherheitsmanagement bei Einsatz gefährlicher Abfälle (BVT 12 – Abschnitt 1.5.4.3)	• Anwendung eines Sicherheitsmanagements für die Handhabung, z. B. die Lagerung, und/oder die Zugabe gefährlicher Abfälle, beispielsweise in Form eines risikobasierten Ansatzes je nach Abfallquelle und Abfallart, für das Kennzeichnen, Kontrollieren, Beproben und Untersuchen des gehandhabten Abfalls (BVT 12 – Abschnitt 1.5.4.3).
Diffuse Staubemissionen (BVT 13 a, b – Abschnitt 1.5.5.1)	• Minimierung/Vermeidung diffuser Staubemissionen durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 13 a, b – Abschnitt 1.5.5.1 (Maßnahmen/Techniken für staubende Vorgänge und Schüttgutlagerungsbereiche) einzeln oder in Kombination.
Gefasste Staubemissionen aus staubenden Vorgängen (BVT 14 – Abschnitt 1.5.5.2)	• Anwendung eines Wartungsmanagementsystems, das speziell auf die Leistung der für diese Staubquellen eingesetzten Filter ausgerichtet ist. Unter Berücksichtigung dieses Managementsystems ist es BVT, die erfassten Staubemissionen aus staubenden Vorgängen auf einen Durchschnittswert im Stichprobenzeitraum (Punktmessung für mindestens eine halbe Stunde) von weniger als 10 mg/Nm^3 (BVT-assoziierter Emissionswert) durch trockene Abgasreinigung mit einem Filter zu verringern. Bei kleinen Staubquellen (<10000 Nm³/h) muss ein Prioritätsansatz beachtet werden.
Staubemissionen aus Ofenfeuerungsprozessen (BVT 15 – Abschnitt 1.5.5.3)	• Verringerung der Staubemissionen (Feststoffteilchen) von Rauchgasen aus Ofenfeuerungsprozessen von Brennöfen durch trockene Abgasreinigung mit einem Filter. Der BVT-assoziierte Emissionswert liegt bei <10 – 20 mg/Nm^3 (Tagesmittelwert). Bei Anwendung von Gewebefiltern oder neuen oder nachgerüsteten Elektrofiltern (ESP) wird der niedrigere Wert erreicht.
Staubemissionen aus Kühlungs- und Mahlprozessen (BVT 16 – Abschnitt 1.5.5.4)	• Verringerung der Staubemissionen (Feststoffteilchen) von Rauchgasen aus Kühl- und Mahlprozessen durch trockene Abgasreinigung mit einem Filter. Der BVT-assoziierte Emissionswert liegt bei <10 – 20 mg/Nm^3 als Tagesmittelwert oder Durchschnittswert im Stichprobenzeitraum (Punktmessung für mindestens eine halbe Stunde). Bei Anwendung von Gewebefiltern oder neuen oder nachgerüsteten Elektrofiltern (ESP) wird der niedrigere Wert erreicht.

Zusammenfassung der BVT für die Zementindustrie

NO_x-Emissionen (BVT 17, 18 – Abschnitt 1.5.6.1)

- Verringerung der NO_x-Emissionen von Rauchgasen aus Ofenfeuerungsprozessen durch Anwendung von Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 17 a-d in Abschnitt 1.5.6.1 einzeln oder in Kombination (d. h. Primärmaßnahmen/-techniken und/oder gestufte Verbrennung (konventionelle oder Abfallbrennstoffe), auch in Kombination mit einem Vorkalzinierer und einem optimierten Brennstoffmix, SNCR, SCR, vorbehaltlich eines geeigneten Katalysators und einer weiteren Prozessentwicklung in der Zementindustrie). Bei den folgenden NO_x-Emissionswerten handelt es sich um BVT-assoziierte Emissionswerte (BVT 17 – Abschnitt 1.5.6.1):

Ofentyp	Einheit	BVT-assoziierter Emissionswert (Tagesmittelwert)
Vorwärmeröfen	mg/Nm^3	<200 – 450[2) 3)]
Lepol- und Langdrehöfen	mg/Nm^3	400 – 800[1)]

1) je nach Ausgangswert und Ammoniak-Schlupf

2) Der BVT-assoziierte Emissionswert entspricht 500 mg/Nm^3, soweit nach Anwendung von Primärmaßnahmen/-techniken der Ausgangs-No_x-Wert >1000 mg/Nm^3 beträgt.

3) Existierendes Ofensystemdesign, Brennstoffmixeigenschaften, einschließlich Abfälle, und Rohstoffbrennbarkeit können die Situierung innerhalb der Bandbreite beeinflussen. Werte unter 350 mg/Nm^3 werden von Öfen mit günstigen Bedingungen erreicht. Der untere Wert von 200 mg/Nm^3 wurde nur als monatlicher Durchschnittswert für drei Anlagen gemeldet (die einen leicht brennbaren Mix verwenden).

Bei Anwendung von SNCR (BVT 18 – Abschnitt 1.5.6.1):

- Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 18 Buchstaben a, b – Abschnitt 1.5.6.1
- NH_3-Schlupf-Emissionen aus den Rauchgasen auf einem möglichst niedrigen Niveau halten, in jedem Fall jedoch unter 30 mg/Nm^3 (Tagesmittelwert). Dabei ist die Wechselbebeziehung zwischen NO_x-Minderungsleistung und NH_3-Schlupf zu berücksichtigen. In Abhängigkeit vom NO_x-Ausgangswert und der NO_x-Minderungsleistung kann der NH_3-Schlupf höher sein, d.h. bis zu 50 mg/Nm^3 betragen. Bei Lepol- und langen Drehrohröfen kann der Wert sogar noch höher liegen (BVT 18 Abschnitt 1.5.6.1).

SO_x-Emissionen (BVT 19, 20 – Abschnitt 1.5.6.2)

- Niedrighaltung der SO_x-Emissionen oder Verringerung der SO_x-Emissionen der Rauchgase aus Ofenfeuerungsprozessen und/oder aus Vorwärm-/Vorkalzinierprozessen durch eine Anwendung einer der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 19 a (Zugabe von Absorptionsmitteln) und b (Nasswäscher) – Abschnitt 1.5.6.2. Bei den folgenden SO_x-Emissionswerten handelt es sich um BVT-assoziierte Emissionswerte (BVT 19 – Abschnitt 1.5.6.2):

Parameter	Einheit	BVT-assoziierter Emissionswert[1)] (Tagesmittelwert)
SO_x ausgedrückt als SO_2	mg/Nm^3	<50 – <400

1) Die Bandbreite berücksichtigt den Schwefelgehalt der Rohstoffe.

- Optimierung der Rohmahlprozesse (beim Trockenverfahren), die als SO_2-Minderung für den Ofen fungieren; siehe Abschnitt 1.3.4.3 (BVT 20 – Abschnitt 1.5.6.2).

Reduzierung von CO-Trips (BVT 21 – Abschnitt 1.5.6.3.1)

- Minimierung der Häufigkeit von CO-Trips bei Verwendung von Elektro- oder Hybridfiltern durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 21 Buchstaben a-c in Abschnitt 1.5.6.3.1 in Kombination, wobei die Gesamtdauer der Trips jährlich unter 30 Minuten zu halten ist.

TOC (gesamter organischer Kohlenstoff) (BVT 22 – Abschnitt 1.5.6.4)

- Niedrighaltung der TOC-Emissionen der Rauchgase aus Ofenfeuerungsprozessen durch Vermeidung der Zuführung von Rohmaterial mit einem hohen Gehalt an flüchtigen organischen Verbindungen ins Ofensystem über den Rohmaterialaufgabepfad.

Chlorwasserstoff- (HCl-) und Fluorwasserstoff- (HF-)Emissionen (BVT 23, 24 – Abschnitt 1.5.6.5)

- Beschränkung der HCl-Emissionen auf unter 10 mg/Nm^3 (BVT-assoziierter Emissionswert) als Tagesmittelwert oder Mittelwert im Stichprobenzeitraum (Punktmessungen, für mindestens eine halbe Stunde) durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 23 Buchstaben a, b in Abschnitt 1.5.6.5 einzeln oder in Kombination.
- Beschränkung der HF-Emissionen auf unter 1 mg/Nm^3 (BVT-assoziierter Emissionswert), angegeben als HF, als Tagesmittelwert oder Mittelwert im Stichprobenzeitraum (Punktmessungen, für mindestens eine halbe Stunde), durch Anwendung der Primärmaßnahmen/-techniken gemäß BVT 24 a, b in Abschnitt 1.5.6.5 einzeln oder in Kombination.

PCDD/F-Emissionen (BVT 25 – Abschnitt 1.5.7)

- Vermeidung oder Niedrighaltung der PCDD/F-Emissionen der Rauchgase aus Ofenfeuerungsprozessen durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 25 Buchstaben a-f in Abschnitt 1.5.7 einzeln oder in Kombination: Die BVT-assoziierten Emissionswerte entsprechen <0,05 – 0,1 ng PCDD/F I-TEQ/Nm^3, (Durchschnittswert im Stichprobenzeitraum (6–8 Stunden)).

<table>
<tr><th colspan="2">Zusammenfassung der BVT für die Zementindustrie</th></tr>
<tr><td>Metallemissionen (BVT 26 – Abschnitt 1.5.8)</td><td>• Minimierung der Metallemissionen der Rauchgase aus Ofenfeuerungsprozessen durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 26 a-c in Abschnitt 1.5.8 einzeln oder in Kombination. Bei den folgenden Metallemissionswerten handelt es sich um BVT-assoziierte Emissionswerte:
<table>
<tr><th>Metalle</th><th>Einheit</th><th>BVT-assoziierter Emissionswert (Mittelwert im Stichprobenzeitraum (mindestens halbstündige Punktmessungen))</th></tr>
<tr><td>Hg</td><td>mg/Nm³</td><td><0,05[2)]</td></tr>
<tr><td>∑ (Cd, Tl)</td><td>mg/Nm³</td><td><0,05[1)]</td></tr>
<tr><td>∑ (As, Sb, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V)</td><td>mg/Nm³</td><td><0,5[1)]</td></tr>
</table>
[1)] Es wurden niedrige Werte gemeldet, siehe Abschnitte 1.3.4.7, 1.3.4.7.1 und 1.4.7.
[2)] Es wurden niedrige Werte gemeldet (siehe Abschnitte 1.3.4.7, 1.3.4.7.1 und 1.4.7). Werte über 0,03 mg/Nm³ müssen weiter untersucht werden. Bei Werten um 0,05 mg/Nm³ müssen zusätzliche Maßnahmen/Techniken (siehe Maßnahmen/Techniken gemäß den Abschnitten 1.3.4.13, 1.3.9.1 und 1.4.7) erwogen werden.</td></tr>
<tr><td>Prozessverluste / Prozessabfall (BVT 27 – Abschnitt 1.5.9)</td><td>• Wiederverwendung von gesammeltem Staub im Prozess, soweit machbar, oder Einsatz dieser Stäube in anderen kommerziellen Produkten, soweit möglich.</td></tr>
<tr><td>Lärm (BVT 28 – Abschnitt 1.5.10)</td><td>• Reduzierung/Minimierung von Lärmemissionen aus dem Zementherstellungsprozess durch Anwendung einer Kombination der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 28 Buchstaben a-h in Abschnitt 1.5.10.</td></tr>
</table>

<table>
<tr><th colspan="2">Zusammenfassung der BVT für die Kalkindustrie</th></tr>
<tr><td>Umweltmanagement (BVT 29 – Abschnitt 2.5.1)</td><td>• Einführung und Befolgung eines Umweltmanagementsystems (UMS), das, soweit den lokalen Gegebenheiten entsprechend angemessen, die in BVT 29 in Abschnitt 2.5.1 genannten Elemente beinhaltet.</td></tr>
<tr><td>Allgemeine Primärmaß-nahmen/-techniken (BVT 30, 31, 32 – Abschnitt 2.5.2)</td><td>• Gewährleistung eines reibungslosen und stabilen Ofenprozesses, nahe an den Prozessparameter-Sollwerten, der alle Ofenemissionen und die Energienutzung positiv beeinflusst, durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 30 a, b, Abschnitt 2.5.2.
• Sorgfältige Auswahl und Kontrolle aller Eingangsstoffe, um Emissionen zu vermeiden und/oder zu reduzieren (BVT 31, Abschnitt 2.5.2).
• Regelmäßige Überwachung und Messung von Prozessparametern und Emissionen gemäß BVT 32 a-d, Abschnitt 2.5.2.</td></tr>
<tr><td>Energieverbrauch (BVT 33, 34 – Abschnitt 2.5.3)</td><td>• Reduzierung/Minimierung des Wärmeenergieverbrauchs durch Anwendung einer Kombination der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 33 Buchstaben a-c in Abschnitt 2.5.3. Die folgenden Wärmeenergieverbrauchswerte werden mit BVT assoziiert (BVT 33 – Abschnitt 2.5.3):
<table>
<tr><th>Ofentyp</th><th>Wärmeenergieverbrauch[1)] GJ/t</th></tr>
<tr><td>Langdrehöfen (long rotary kilns, LRK)</td><td>6,0 – 9,2</td></tr>
<tr><td>Drehrohröfen mit Vorwärmer (rotary kilns with preheater, PRK)</td><td>5,1 – 7,8</td></tr>
<tr><td>Gleichstrom-Regenerativ-Öfen (parallel flow regenerative kilns, PFRK)</td><td>3,2 – 4,2</td></tr>
<tr><td>Ringschachtöfen (annular shaft kilns, ASK)</td><td>3,3 – 4,9</td></tr>
<tr><td>Direkt befeuerte Schachtöfen (mixed feed shaft kilns, MFSK)</td><td>3,4 – 4,7</td></tr>
<tr><td>Andere Öfen (other kilns, OK)</td><td>3,5 – 7,0</td></tr>
</table>
[1)] Der Energieverbrauch richtet sich nach der Art des Produktes, der Produktqualität, den Prozessbedingungen und den Rohmaterialien.
• Minimierung des Stromverbrauchs durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 34 a-c in Abschnitt 2.5.3 (BVT 34 – Abschnitt 2.5.3) einzeln oder in Kombination.</td></tr>
<tr><td>Kalksteinverbrauch (BVT 35 – Abschnitt 2.5.4)</td><td>• Minimierung des Kalksteinverbrauchs durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 35 a, b – Abschnitt 2.5.4, einzeln oder in Kombination.</td></tr>
<tr><td>Brennstoffauswahl (BVT 36 – Abschnitt 2.5.5)</td><td>• Sorgfältige Auswahl und Kontrolle der Ofenbrennstoffe, d. h. Auswahl von Brennstoffen mit niedrigem Schwefelgehalt (insbesondere bei Drehrohröfen), Stickstoff und Chlor, um Emissionen zu vermeiden/zu verringern.</td></tr>
</table>

Zusammenfassung der BVT für die Kalkindustrie	
Abfallqualitäts-kontrolle (BVT 37 a, b – Abschnitt 2.5.5.1.1)	• Anwendung von Qualitätssicherungssystemen zur Gewährleistung der Abfalleigenschaften und zur Prüfung von Abfällen, die als Brennstoffe in einem Kalkofen verwendet werden sollen, auf die Parameter/Kriterien gemäß BVT 37 a, I – a. III - Abschnitt 2.5.5.1.1. • Überwachung der Höhe relevanter Parameter für jeden Abfall, der als Brennstoff in einem Kalkofen eingesetzt werden soll, wie Chlor, relevante Metalle (z.B. Gesamtgehalt an Chrom, Blei, Kadmium, Quecksilber, Thallium) und Schwefel.
Abfallzuführung in den Ofen (BVT 38 Buchstaben a-e – Abschnitt 2.5.5.1.2)	• Nutzung angemessener Brenner für die Zuführung geeigneter Abfälle in Abhängigkeit von Ofendesign und Ofenführung (BVT 38 a – Abschnitt 2.5.5.1.2). • Derartiger Betrieb, dass das bei der Mitverbrennung von Abfällen entstehende Gas kontrolliert und homogen und selbst unter ungünstigen Bedingungen für 2 Sekunden auf eine Temperatur von 850 °C erhitzt wird (BVT 38 b - Abschnitt 2.5.5.1.2). • Erhöhung der Temperatur auf 1100 °C, wenn gefährliche Abfälle mit einem Gehalt von mehr als 1 Gewichtsprozent an halogenierten organischen Stoffen, angegeben als Chlor, mitverbrannt werden (BVT 38 c – Abschnitt 2.5.5.1.2). • Kontinuierliche und konstante Abfallzuführung (BVT 38 d – Abschnitt 2.5.5.1.2). • Keine Mitverbrennung von Abfällen bei Vorgängen wie dem Anfahren und/oder Abfahren der Anlage, wenn keine angemessenen Temperaturen und Verweilzeiten erreicht werden können; siehe BVT 38 b-c (BVT 38 e – Abschnitt 2.5.5.1.2).
Sicherheitsmanagement bei Verwendung gefährlicher Abfälle (BVT 39 – Abschnitt 2.5.5.1.3)	• Anwendung von Sicherheitsmanagementvorschriften für die Handhabung, z. B. die Lagerung, und/oder die Zuführung gefährlicher Abfälle (siehe Abschnitt 2.4.4) (BVT 39 – Abschnitt 2.5.5.1.3).
Diffuse Staubemissionen (BVT 40 – Abschnitt 2.5.6.1)	• Minimierung/Vermeidung diffuser Staubemissionen durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 40 Buchstaben a, b in Abschnitt 2.5.6.1, einzeln oder in Kombination.
Gefasste Staubemissionen aus staubenden Vorgängen (BVT 41 – Abschnitt 2.5.6.2)	• Anwendung eines Wartungsmanagementsystems, das speziell auf die Leistungsfähigkeit der für diese Staubquellen eingesetzten Filter ausgerichtet ist. Unter Berücksichtigung dieses Managementsystems ist es BVT, die erfassten Staubemissionen aus staubenden Vorgängen auf einen Durchschnittswert im Stichprobenzeitraum (Punktmessungen, für mindestens eine halbe Stunde) von weniger als 10 mg/Nm^3 (BVT-assoziierter Emissionswert) durch Anwendung von Gewebefiltern oder auf einen Durchschnittswert im Stichprobenzeitraum (Punktmessungen, für mindestens eine halbe Stunde) von <10-20 mg/Nm_3 (BVT-assoziierter Emissionswert) bei Anwendung von Nasswäschern zu verringern. Nasswäscher werden hauptsächlich an Hydratanlagen verwendet. Es muss angemerkt werden, dass bei kleinen Staubquellen (<10000 Nm^3/h) ein Prioritätsansatz beachtet werden muss.
Staubemissionen aus Ofenfeuerungsprozessen (BVT 42 – Abschnitt 2.5.6.3)	• Verringerung der Staubemissionen (Feststoffteilchen) von Rauchgasen aus Ofenfeuerungsprozessen durch Rauchgasreinigung mittels Filter (siehe Abschnitt 2.4.5.3). Bei Einsatz von Gewebefiltern beträgt der BVT-assoziierte Emissionswert weniger als 10 mg/Nm^3 (Tagesmittelwert). Bei Anwendung von Elektrofiltern (ESP) oder anderen Filtern beträgt der BVT-assoziierte Emissionswert weniger als 20 mg/Nm^3 (Tagesmittelwert). In Ausnahmefällen, wenn der Staubwiderstand groß ist, könnte der BVT-assoziierte Emissionswert höher sein, bis zu 30 mg/Nm^3 (Tagesmittelwert).
Allgemeine Primärmaßnahmen/-techniken zur Verringerung gasförmiger Verbindungen (BVT 43 – Abschnitt 2.5.7.1)	• Minderung der Emissionen gasförmiger Verbindungen (d.h. NO_x, SO_x, HCl, CO, TOC/VOC, Metalle) aus den Rauchgasen von Ofenfeuerungsprozessen durch Anwendung der Primärmaßnahmen/-techniken gemäß BVT 43 a-c in Abschnitt 2.5.7.1, einzeln oder in Kombination.

Zusammenfassung der BVT für die Kalkindustrie

NO_x-Emissionen (BVT 44, 45 – Abschnitt 2.5.7.2)

- Verringerung der NO_x-Emissionen aus den Rauchgasen von Ofenfeuerungsprozessen durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 44 a, b in Abschnitt 2.5.7.2, einzeln oder in Kombination. Bei den folgenden NO_x-Emissionswerten handelt es sich um BVT-assoziierte Emissionswerte:

Ofentyp	Einheit	BVT-assoziierter Emissionswert (Tagesmittelwert, ausgedrückt als NO_2)
PFRK, ASK, MFSK, OSK	mg/Nm³	100 – <350[1) 3)]
LRK, PRK	mg/Nm³	<200 – <500[1) 2)]

[1)] Die höheren Werte beziehen sich auf die Produktion von Dolomitkalk und Hartbranntkalk.
[2)] Für Hartbranntkalk produzierende LRK und PRK beträgt der obere Wert bis 800 mg/Nm³.
[3)] Soweit Primärmaßnahmen (Buchstabe a) nicht ausreichen und keine Sekundärmaßnahmen in Frage kommen, um die NO_x-Emissionen auf 350 mg/Nm³ zu verringern, beträgt der obere Wert 500 mg/Nm³, vor allem bei Hartbranntkalk.

- Wenn SNCR einsetzbar ist:
  - Anwendung von Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 45 a, b – Abschnitt 2.5.7.2,
  - Beschränkung des NH_3-Schlupfes aus den Rauchgasen auf das niedrigstmögliche Niveau, jedoch unter 30[1)] mg/Nm³ (Tagesmittelwert). Dabei ist die Wechselbebeziehung zwischen NO_x-Minderungsleistung und NH_3-Schlupf zu berücksichtigen. (siehe Abschnitt 2.4.6.1.4, Abbildung 2.50) (BVT 45 c – Abschnitt 2.5.7.2).

[1)] Dieser BVT-assoziierte Emissionswert basiert auf Erfahrungen in einem Kalkwerk (vier Öfen).

SO_x-Emissionen (BVT 46 – Abschnitt 2.5.7.3)

- Verringerung der SO_x-Emissionen aus den Rauchgasen aus Ofenfeuerungsprozessen durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 46 a-c in Abschnitt 2.5.7.3, einzeln oder in Kombination. Bei den folgenden SO_x-Emissionswerten handelt es sich um BVT-assoziierte Emissionswerte:

Ofentyp	Einheit	BVT-assoziierter Emissionswert[1)] (Tagesmittelwert, SO_x ausgedrückt als SO_2)
PFRK, ASK, MFSK, OSK, PRK	mg/Nm³	<50 – <200
LRK	mg/Nm³	<50 – <400

[1)] Die Höhe hängt vom SO_x- Ausgangsniveau im Rauchgas und nach der angewandten Verringerungsmaßnahme/-technik ab.

CO-Emissionen (BVT 47 – Abschnitt 2.5.7.4.1)

- Verringerung der CO-Emissionen durch Anwendung der Primärmaßnahmen/-techniken gemäß BVT 47 a, b in Abschnitt 2.5.7.4.1 einzeln oder in Kombination. Bei den folgenden CO-Emissionswerten handelt es sich um BVT-assoziierte Emissionswerte:

Ofentyp	Einheit	BVT-assoziierter Emissionswert[1)] (Tagesmittelwert)
PFRK, OSK, LRK, PRK	mg/Nm³	<500

[1)] In Abhängigkeit von den verwendeten Rohmaterialien und/oder Art des produzierten Kalkes kann der Wert höher sein, z. B. bei hydraulischem Kalk.

Verringerung von CO-Trips (BVT 48 – Abschnitt 2.5.7.4.2)

- Minimierung der Häufigkeit von CO-Trips bei Verwendung von Elektrofiltern (ESP) durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 48 a-c in Abschnitt 2.5.7.4.2.

Gesamter organischer Kohlenstoff (BVT 49 – Abschnitt 2.5.7.5)

- Verringerung der TOC-Emissionen aus den Rauchgasen der Ofenfeuerungsprozesse durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 49 Buchstaben a, b in Abschnitt 2.5.7.5, einzeln oder in Kombination. Bei den folgenden TOC-Emissionswerten handelt es sich um BVT-assoziierte Emissionswerte:

Ofentyp	Einheit	BVT-assoziierter Emissionswert (Mittelwert im Stichprobenzeitraum)
LRK[1)], PRK[1)]	mg/Nm³	<10
ASK[1)], MFSK[1) 2)], PFRK[2)]	mg/Nm³	<30

[1)] In Abhängigkeit von den verwendeten Rohmaterialien und/oder Art des produzierten Kalkes kann der Wert höher sein, z. B. bei hydraulischem Kalk.
[2)] In Ausnahmefällen kann der Wert höher sein.

Chlorwasserstoff- (HCl-) und Fluorwasserstoff- (HF-)Emissionen (BVT 50 – Abschnitt 2.5.7.6)

- Verringerung der HCl- und der HF-Emissionen, wenn Abfälle eingesetzt werden, durch Anwendung der Primärmaßnahmen/-techniken gemäß BVT 50 Buchstaben a, b in Abschnitt 2.5.7.6, einzeln oder in Kombination.
  Der BVT-assoziierte Emissionswert für HCl beträgt <10 mg/Nm³ als Tagesmittelwert oder Durchschnittswert im Stichprobenzeitraum (Punktmessung, für mindestens eine halbe Stunde) und der BVT-assoziierte Emissionswert für HF beträgt <1 mg/Nm³ als Tagesmittelwert oder Durchschnittswert im Stichprobenzeitraum (Punktmessung, für mindestens eine halbe Stunde).

<table>
<tr><th colspan="2">Zusammenfassung der BVT für die Kalkindustrie</th></tr>
<tr><td>PCDD/F-Emissionen (BVT 51 – Abschnitt 2.5.8)</td><td>• Vermeidung oder Verringerung von PCDD/F-Emissionen durch Anwendung der Primärmaßnahmen/-techniken gemäß BVT 51 Buchstaben a-c in Abschnitt 2.5.8, einzeln oder in Kombination.
Die BVT-assoziierten Emissionswerte betragen <0,05 – 0,1 ng PCDD/F I-TEQ/Nm^3 als Durchschnittswert im Stichprobenzeitraum (6–8 Stunden).</td></tr>
<tr><td>Metallemissionen (BVT 52 – Abschnitt 2.5.9)</td><td>
<table>
<tr><th>Metalle</th><th>Einheit</th><th>BVT-assoziierter Emissionswert (Mittelwert im Stichprobenzeitraum)</th></tr>
<tr><td>Hg</td><td>mg/Nm^3</td><td><0,05</td></tr>
<tr><td>∑ (Cd, Tl)</td><td>mg/Nm^3</td><td><0,05</td></tr>
<tr><td>∑ (As, Sb, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V)</td><td>mg/Nm^3</td><td><0,5</td></tr>
</table>
Es wurden niedrige Werte gemeldet (siehe Abschnitte 2.3.3.9, 2.3.3.10.1 und 4.3.4 bei Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 52).
</td></tr>
<tr><td>Prozessverluste/-abfälle (BVT 53 Buchstaben a, b – Abschnitt 2.5.10)</td><td>• Wiederverwendung von gesammeltem Staub im Prozess, soweit praktisch möglich (BVT 53 Buchstabe a – Abschnitt 2.5.10).
• Verwendung von Staub, nicht spezifikationsgerechtem Branntkalk und Löschkalk in ausgewählten kommerziellen Produkten (BVT 53 b – Abschnitt 2.5.10).</td></tr>
<tr><td>Lärm (BVT 54 – Abschnitt 2.5.11)</td><td>• Verringerung/Minimierung von Lärmemissionen aus dem Kalkherstellungsprozess durch Anwendung einer Kombination der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 54 a-o in Abschnitt 2.5.11.</td></tr>
</table>

Zusammenfassung der BVT für die Magnesiumoxidindustrie	
Umweltmanagement (BVT 55 – Abschnitt 3.5.1)	• Einführung und Befolgung eines Umweltmanagementsystems (UMS), das, soweit den lokalen Gegebenheiten entsprechend angemessen, die in BVT 55 in Abschnitt 3.5.1 genannten Elemente enthält.
Allgemeine Primärmaßnahmen/-techniken (BVT 56 - Abschnitt 3.5.2)	• Regelmäßige Überwachung und Messung von Prozessparametern und Emissionen gemäß BVT 56 a–c - Abschnitt 3.5.2.
Energieverbrauch (BVT 57, 58 - Abschnitt 3.5.3)	• Reduzierung/Minimierung des Wärmeenergieverbrauchs in Abhängigkeit vom Prozess und den Produkten auf 6 – 12 GJ/t durch Anwendung einer Kombination der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 57 a-c - Abschnitt 3.5.3. • Minimierung des Stromverbrauchs durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 58 a, b – Abschnitt 3.5.3, einzeln oder in Kombination.
Diffuse Staubemissionen (BVT 59 - Abschnitt 3.5.4.1)	• Minimierung/Vermeidung diffuser Staubemissionen durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken für staubende Vorgänge einzeln oder in Kombination.
Gefasste Staubemissionen aus staubenden Vorgängen (BVT 60 - Abschnitt 3.5.4.2)	• Verringerung gefasster Staubemissionen aus staubenden Vorgängen auf weniger als 10 mg/Nm^3 (BVT-assoziierter Emissionswert) als Durchschnittswert im Stichprobenzeitraum (Punktmessungen, für mindestens eine halbe Stunde) durch Rauchgasreinigung mit einem Filter. Es muss angemerkt werden, dass bei kleinen Staubquellen (<10000 Nm³/h) ein Prioritätsansatz beachtet werden muss.
Staubemissionen aus Ofenfeuerungs-prozessen (BVT 61 - Abschnitt 3.5.4.3)	• Verringerung der Staubemissionen (Feststoffteilchen) aus Rauchgasen von Ofenfeuerungsprozessen durch Rauchgasreinigung mit einem Filter auf <20 – 35 mg/Nm^3 (BVT-assoziierter Emissionswert) als Durchschnittswert im Stichprobenzeitraum (Punktmessungen, für mindestens eine halbe Stunde).
Allgemeine Primärmaßnahmen/-techniken zur Verringerung gasförmiger Verbindungen (BVT 62 - Abschnitt 3.5.5.1)	• Verringerung der Emissionen gasförmiger Verbindungen (d.h. NO_x, HCl, SO_x, CO) aus den Rauchgasen von Ofenfeuerungsprozessen durch Anwendung der Primärmaßnahmen/-techniken gemäß BVT 62 a - c - Abschnitt 3.5.5.1, einzeln oder in Kombination.
NO_x-Emissionen (BVT 63 - Abschnitt 3.5.5.2)	• Verringerung der NO_x-Emissionen aus den Rauchgasen von Ofenfeuerungsprozessen durch Anwendung einer Kombination der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 63 a, b - Abschnitt 3.5.5.2 auf <500 – <1500 mg/Nm^3 (BVT-assoziierter Emissionswert), Tagesmittelwert angegeben als NO_2. Die höheren BVT-assoziierten Emissionswerte sind mit dem Hochtemperatur-DBM-Prozess verbunden.
CO-Emissionen (BVT 64 - Abschnitt 3.5.5.3.1)	• Verringerung der CO-Emissionen aus den Rauchgasen von Ofenfeuerungsprozessen durch Anwendung einer Kombination der Maßnahmen/-techniken gemäß BVT 64 a-c in Abschnitt 3.5.5.3.1 auf <50 – 1000 mg/Nm³ (BVT-assoziierter Emissionswert) als Tagesmittelwert.
Verringerung von CO-Trips (BVT 65 - Abschnitt 3.5.5.3.2)	• Minimierung der Zahl der CO-Trips bei Verwendung von Elektrofiltern (ESP) durch Anwendung der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 65 a-c in Abschnitt 3.5.5.3.2.

<table>
<tr><th colspan="2">Zusammenfassung der BVT für die Magnesiumoxidindustrie</th></tr>
<tr><td>SO_x-Emissionen (BVT 66 - Abschnitt 3.5.5.4)</td><td>
• Verringerung der SO_x-Emissionen aus den Rauchgasen von Ofenfeuerungsprozessen durch Anwendung einer Kombination der primären und sekundären Maßnahmen/-techniken gemäß BVT 66 a-c in Abschnitt 3.5.5.4. Bei den folgenden SO_x-Emissionswerten handelt es sich um BVT-assoziierte Emissionswerte:
<table>
<tr><th>Parameter</th><th>Einheit</th><th>BVT-assoziierter Emissionswert[1)3)] (Tagesmittelwert)</th></tr>
<tr><td>SO_x ausgedrückt als SO_2
Schwefelgehalt des Rohmaterials <0,10 %</td><td>mg/Nm³</td><td><50</td></tr>
<tr><td>SO_x ausgedrückt als SO_2
Schwefelgehalt des Rohmaterials 0,10 – 0,25 %</td><td>mg/Nm³</td><td>50 – 250</td></tr>
<tr><td>SO_x ausgedrückt als SO_2
Schwefelgehalt des Rohmaterials >0,25 %</td><td>mg/Nm³</td><td>250 – 400[2)]</td></tr>
</table>
[1)] Die Bandbreiten hängen vom Schwefelgehalt des Rohmaterials ab, d. h. bei Rohstoffen mit einem niedrigen Schwefelgehalt sind die nidrigeren Werte innerhalb der Bandbreite mit BVT verbunden und bei Rohstoffen mit höherem Schwefelgehalt die höheren Werte in der Bandbreite.
[2)] Je nach Rohmaterialzusammensetzung können die SO_2-Emissionswerte in Ausnahmefällen über 400 mg/Nm³ liegen.
[3)] Bei der Bewertung der besten Kombination von BVT zur Verringerung der SO_2-Emissionen sollten medienübergreifende Effekte berücksichtigt werden.
</td></tr>
<tr><td>Prozessverluste/ -abfälle (BVT 67, 68, 69 - Abschnitt 3.5.6)</td><td>
• Wiederverwendung des gesammelten Staubs im Prozess (verschiedene Arten von Magnesiumkarbonatstäuben), soweit praktisch möglich (BVT 67 - Abschnitt 3.5.6).
• Sofern verschiedene Arten von gesammelten Magnesiumkarbonatstäuben nicht recycelbar sind, sollen diese Stäube, soweit möglich, in anderen kommerziellen Produkten verwendet werden (BVT 68 - Abschnitt 3.5.6).
• Wiederverwendung von Schlämmen aus der nassen Rauschgasentschwefelung im Prozess oder in anderen Sektoren (BVT 69 - Abschnitt 3.5.6).
</td></tr>
<tr><td>Lärm (BVT 70 - Abschnitt 3.5.7)</td><td>
• Verringerung/Minimierung von Lärmemissionen aus dem Magnesiumoxidherstellungsprozess durch Anwendung einer Kombination der Maßnahmen/Techniken gemäß BVT 70 a-j - Abschnitt 3.5.7.
</td></tr>
<tr><td>Verwendung von Abfällen als Brennstoffe und/oder Rohstoffe (BVT 71 - Abschnitt 3.5.8)</td><td>
• Bei Verwendung von Abfällen:
o für Prozess und Brenner geeignete Abfälle auswählen (BVT 71 a - Abschnitt 3.5.8);
o Qualitätssicherungssysteme anwenden, die die Abfalleigenschaften und die Prüfung der zu verwendenden Abfälle auf die Kriterien gemäß BVT 71 b - Abschnitt 3.5.8 gewährleisten;
o Überwachung der Höhe relevanter Parameter für jeden Abfall, der eingesetzt wird, wie Gesamthalogengehalt, Metalle (z.B. Gesamtgehalt an Chrom, Blei, Kadmium, Quecksilber, Thallium) und Schwefel gemäß BVT 71 c - Abschnitt 3.5.8).
</td></tr>
</table>

Schlussfolgerungen, Empfehlungen, Forschung und technische Entwicklung

Die Schlussfolgerungen und Empfehlungen für die Zement-, Kalk- und Magnesiumoxidindustrie enthalten Informationen über die Meilensteine der Entwicklung dieses Dokuments, den Grad der zu den BVT-Vorschlägen für die Zement-, Kalk- und Magnesiumoxidindustrie erzielten Einigung sowie über die noch bestehenden Informationslücken. Es wurde ein hohes Maß an Konsens erreicht, und es wurden keine abweichenden Standpunkte zu Protokoll gegeben. Die Website des Europäischen IVU-Büros enthält weitere Informationen und Leitlinien zum Informationsaustausch und zum Verfahren der Überarbeitung der BVT-Merkblätter.

Die EG startet und fördert über ihre FTE-Programme eine Reihe von Projekten zu sauberen Technologien, neuen Technologien für die Abwasserbehandlung und dem Recycling sowie Managementstrategien. Diese Projekte könnten möglicherweise einen nützlichen Beitrag zu zukünftigen Revisionen des BVT-Merkblattes liefern. Leser werden deshalb gebeten, das Europäische IVU-Büro (EIPPCB) über Forschungsergebnisse zu informieren, die für dieses Dokument relevant sind (siehe auch Einleitung).“

VORWORT

1. Status dieses Dokuments

Sofern nicht anders angegeben, beziehen sich alle Hinweise auf „die Richtlinie“ im vorliegenden Dokument auf die Richtlinie 2008/1/EG des Europäischen Parlaments und des Rates über die integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung (IVU). Wie die Richtlinie berührt auch dieses Dokument nicht die Vorschriften der Gemeinschaft über die Gesundheit und Sicherheit am Arbeitsplatz.

Dieses Dokument ist Teil einer Reihe, in der die Ergebnisse eines Informationsaustauschs zwischen den EU-Mitgliedstaaten und der betroffenen Industrie über beste verfügbare Techniken (BVT), die damit verbundenen Überwachungsmaßnahmen und die Entwicklungen auf diesem Gebiet präsentiert werden. Es wird von der Europäischen Kommission gemäß Artikel 17[2] Absatz 2 der Richtlinie veröffentlicht und muss gemäß Anhang IV der Richtlinie bei der Festlegung der „besten verfügbaren Techniken” berücksichtigt werden.

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

Um dem Leser das Verständnis des rechtlichen Rahmens zu erleichtern, in dem das vorliegende Dokument ausgearbeitet wurde, werden die wichtigsten Bestimmungen der IVU-Richtlinie, einschließlich der Definition des Begriffs „beste verfügbare Techniken”, beschrieben. Diese Beschreibung dient ausschließlich der Information. Sie hat keine rechtliche Bedeutung und ändert oder berührt in keiner Weise die gegenwärtigen Bestimmungen der IVU-Richtlinie.

Die IVU-Richtlinie dient der integrierten Vermeidung und Verminderung von Umweltverschmutzungen durch die im Anhang I aufgeführten Tätigkeiten, um ein hohes Schutzniveau für die Umwelt als Ganzes zu erreichen. Die Rechtsgrundlage der Richtlinie bezieht sich auf den Umweltschutz. Bei ihrer Anwendung sollten auch die anderen Ziele der Gemeinschaft, wie die Wettbewerbsfähigkeit der europäischen Industrie, 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 Behörden eine integrierte, ganzheitliche Betrachtung des Umweltverschmutzungs- und Verbrauchspotenzials der Anlage. Das Gesamtziel dieses integrierten Konzepts muss darin bestehen, die Planung, die Ausführung, das Management, die Steuerung und die Stillegung der industriellen Prozesse so zu verbessern, dass ein hohes Schutzniveau für die Umwelt insgesamt gewährleistet ist. Von zentraler Bedeutung für dieses Konzept ist das in Artikel 3 der Richtlinie verankerte allgemeine Prinzip, nach dem die Betreiber alle geeigneten Vorsorgemaßnahmen gegen Umweltverschmutzungen zu treffen haben, insbesondere durch den Einsatz der besten verfügbaren Techniken, mit deren Hilfe sie ihre Umweltleistung verbessern können.

Der Begriff „beste verfügbare Techniken“ ist in Art. 2 Abs. 12 der Richtlinie definiert als der „effizienteste und fortschrittlichste Entwicklungsstand der Tätigkeiten und entsprechenden Betriebsmethoden, der spezielle Techniken als praktisch geeignet erscheinen lässt, grundsätzlich als Grundlage für die Emissionsgrenzwerte zu dienen, um Emissionen in und Auswirkungen auf die gesamte Umwelt allgemein zu vermeiden oder, wenn dies nicht möglich ist, zu vermindern.“ Weiter heißt es in der Begriffsbestimmung in Art. 2 Abs. 12:

- „Techniken“ beinhalten sowohl die angewandte Technologie als auch die Art und Weise, wie die Anlage geplant, gebaut, gewartet, betrieben und stillgelegt wird;

- „verfügbare Techniken“ bezeichnet solche, „die in einem Maßstab entwickelt sind, der unter Berücksichtigung des Kosten/Nutzen-Verhältnisses die Anwendung unter in dem betreffenden industriellen Sektor wirtschaftlich und technisch vertretbaren Verhältnissen ermöglicht, gleich, ob diese Techniken innerhalb des betreffenden Mitgliedstaats verwendet oder hergestellt werden, sofern sie zu vertretbaren Bedingungen für den Betreiber zugänglich sind“;

[2] Anm. der Übersetzer: In der englischen Fassung wird hier irrtümlich auf Art. 16 verwiesen, welcher in der ursprünglichen Fassung der Richtlinie (96/61/EG) den Informationsaustausch zum Gegenstand hatte. In der späteren Fassung der Richtlinie (2008/1/EG) war dies Artikel 17.

- Als „beste“ gelten jene Techniken, die am wirksamsten zur Erreichung eines allgemein hohen Schutzes für die Umwelt als Ganzes sind.

Anhang IV der Richtlinie enthält 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 Punkte schließen jene Informationen ein, die von der Kommission gemäß Artikel 17 Absatz 2 der Richtlinie veröffentlicht werden.

Die für die Erteilung von Genehmigungen zuständigen Behörden haben bei der Festlegung der Genehmigungsauflagen die in Artikel 3 der Richtlinie verankerten allgemeinen Prinzipien zu berücksichtigen. Diese Genehmigungsauflagen müssen Emissionsgrenzwerte enthalten, die gegebenenfalls durch äquivalente Parameter oder technische Maßnahmen erweitert oder ersetzt werden. Entsprechend Artikel 9 Absatz 4 der Richtlinie müssen sich diese Emissionsgrenzwerte, äquivalenten Parameter und technischen Maßnahmen unbeschadet der Einhaltung der 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 haben die Genehmigungsauflagen Vorkehrungen zur weitestgehenden Verminderung weiträumiger oder grenzüberschreitender Umweltverschmutzungen vorzusehen und einen hohen Schutz für die Umwelt als Ganzes sicherzustellen.

Gemäß Artikel 11 der Richtlinie haben die Mitgliedstaaten dafür zu sorgen, dass die zuständigen Behörden die Entwicklungen bei den besten verfügbaren Techniken verfolgen oder darüber informiert sind.

3. Ziel des Dokuments

Entsprechend Artikel 17 Absatz 2 der Richtlinie hat die Kommission „einen Informationsaustausch zwischen den Mitgliedstaaten und der betroffenen Industrie über die besten verfügbaren Techniken, die damit verbundenen Überwachungsmaßnahmen und die Entwicklungen auf diesem Gebiet“ durchzuführen und die Ergebnisse des Informationsaustausches zu veröffentlichen.

Der Zweck des Informationsaustausches ist in Erwägung 27 der Richtlinie erläutert, in der es heißt: „Die Entwicklung und der Austausch von Informationen auf Gemeinschaftsebene über die besten verfügbaren Techniken sollten dazu beitragen,

- das Ungleichgewicht auf technologischer Ebene in der Gemeinschaft auszugleichen,
- 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 17 Absatz 2 vorgesehenen Maßnahmen hat die Kommission (GD Umwelt) ein Informationsaustauschforum (IEF) geschaffen, unter dessen Schirmherrschaft mehrere technische Arbeitsgruppen eingesetzt wurden. Bei diesem Forum und in den technischen Arbeitsgruppen sind, wie in Artikel 17 Absatz 2 verlangt, sowohl die Mitgliedstaaten als auch die Industrie vertreten.

Der Zweck dieser Reihe von Dokumenten, welche fortlaufend überprüft und aktualisiert werden, ist, den gemäß Artikel 17 Absatz 2 der Richtlinie stattgefundenen Informationsaustausch genau wiederzuspiegeln und der Genehmigungsbehörde Referenzinformationen zur Verfügung zu stellen, die sie bei der Festlegung der Genehmigungsauflagen zu berücksichtigen haben. Mit ihren Informationen über die besten verfügbaren Techniken sollen diese Dokumente als ein wertvolles Instrument zur Verbesserung der Umweltschutzleistungen dienen.

4. Informationsquellen

Dieses Dokument enthält eine Zusammenfassung von Informationen, die aus verschiedenen Quellen, insbesondere durch die Expertise der zur Unterstützung der Aufgaben der Kommission gemäß Artikel 17 Absatz 2 geschaffenen Arbeitsgruppen, zusammengetragen wurden und von den Dienststellen der Kommission geprüft wurden. Die Arbeit aller Beitragenden und der Expertengruppen wird dankbar anerkannt.

5. Anleitung zum Verständnis und zur Benutzung des Dokuments

Die im vorliegenden Dokument enthaltenen Informationen sind als Hilfestellung bei der Bestimmung der BVT in speziellen Fällen gedacht. Bei der Bestimmung der BVT und der Festlegung von auf BVT basierenden Genehmigungsauflagen ist stets das Gesamtziel, d. h. ein hohes Schutzniveau für die Umwelt insgesamt, im Auge zu behalten.

Der verbleibende Teil dieses Abschnitts beschreibt, welche Art von Informationen die einzelnen Kapitel dieses Dokuments enthalten.

Wie unter „Geltungsbereich“ beschrieben, ist dieses Dokument anders gegliedert als ein übliches BVT-Merkblatt. Dieses Dokument enthält drei Hauptkapitel: Kapitel 1 – Zementindustrie, Kapitel 2 – Kalkindustrie und Kapitel 3 – Magnesiumoxidindustrie unter Verwendung der trockenen Verfahrensroute.

Innerhalb dieser drei Kapitel wurde die übliche Gliederung von BVT-Merkblättern angelegt, wie im Folgenden beschrieben:

- Die Abschnitte 1 und 2 jedes Kapitels liefern allgemeine Informationen über die betreffende Branche und über die in dieser Branche angewandten industriellen Verfahren.
- Die Abschnitte 3 jedes Kapitels enthalten Daten und Angaben über die Emissions- und Verbrauchswerte bestehender Anlagen. Sie zeigen den Stand zum Zeitpunkt der Erarbeitung des Dokuments.
- In den Abschnitten 4 jedes Kapitels werden die Verfahren zur Emissionsverminderung und andere Techniken eingehender beschreiben, die für die Bestimmung von BVT und auf BVT basierenden Genehmigungsauflagen als am wichtigsten angesehen werden. Diese Informationen schließen die Verbrauchs- und Emissionswerte ein, die sich mit der jeweiligen Technik erreichen lassen, einige Vorstellungen über die mit der jeweiligen Technik verbundenen Kosten und medienübergreifenden Aspekte. Sie beinhalten zudem, in wieweit die Technik bei allen der Genehmigungspflicht nach IVU-Richtlinie unterliegenden Anlagen anwendbar ist, z. B. bei neuen, bestehenden, geänderten, großen oder kleinen Anlagen. Verfahren, die allgemein als veraltet gelten, wurden nicht berücksichtigt.
- In den Abschnitten 5 jedes Kapitels werden die Techniken und die Verbrauchs- und Emissionswerte beschrieben, die den Anforderungen an die besten verfügbaren Techniken für den Sektor entsprechen (für weitere Einzelheiten wird auf die Einführung zu den Abschnitten 5 in jedem Kapitels verwiesen). Ihr Zweck ist folglich, allgemeine Angaben über die Emissions- und Verbrauchswerte bereitzustellen, die für die auf BVT basierenden Genehmigungsauflagen oder für allgemein verbindliche Vorschriften gemäß Artikel 9 Absatz 8 der IVU-Richtlinie als Bezug dienen können. Es muss allerdings betont werden, dass dieses Dokument keine Emissionsgrenzwerte vorschlägt. Bei den 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. Allein die angestrebte Sicherung eines hohen Schutzes für die Umwelt als Ganzes erfordert nicht selten ein Abwägen der einzelnen Umweltauswirkungen, das wiederum oft von lokalen Erwägungen beeinflusst wird. Obgleich im vorliegenden Dokument der Versuch unternommen wird, einige dieser Aspekte aufzugreifen, ist eine umfassende Berücksichtigung in Rahmen dieses Dokuments nicht möglich. Somit sind die in den Abschnitten 1.5, 2.5 und 3.5 aufgeführten Verfahren und Zahlenwerte nicht notwendigerweise für alle Anlagen anwendbar. 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 größter Bedeutung.
- In den Abschnitten 6 jedes Kapitels werden in Entwicklung befindliche Techniken beschrieben.

Stellungnahmen und Vorschläge sind über die nachfolgende Adresse an das Europäische IVU-Büro (EIPPCB) im Institut für technologische Zukunftsforschung (IPTS) zu senden:

European Commission
Institute for Prospective Technological Studies
Edificio Expo
C/ Inca Garcilaso, 3
E-41092 Seville, Spain

Telefon: +34 95 4488 284
Fax: +34 95 4488 426
E-Mail: JRC-IPTS-EIPPCB@ec.europa.eu
Internet: http://eippcb.jrc.ec.europa.eu

6. Der dynamische Charakter von BVT und die Revision der BVT-Merkblätter

BVT ist ein dynamisches Konzept, weil neue Maßnahmen/Techniken aufkommen können, Techniken weiterentwickelt werden oder neue umweltschonende Verfahren erfolgreich von der Industrie eingesetzt werden. Weil sich die Elemente von BVT mit der Zeit ändern und die Industrie sich weiter entwickelt, müssen die BVT-Merkblätter überprüft und ggf. aktualisiert werden.

Das ursprüngliche BVT-Merkblatt „Zement und Kalkindustrie“ wurde von der Europäischen Kommission in 2001 formell angenommen. Dieses Dokument ist das Ergebnis der ersten Revision dieses BVT-Merkblatts.

Merkblatt über die Besten Verfügbaren Techniken in der Zement-, Kalk- und Magnesiumoxidindustrie

EXECUTIVE SUMMARY I

PREFACE XI

SCOPE XXXI

1 CEMENT INDUSTRY 1

1.1 General information about the cement industry 1

1.2 Applied processes and techniques in cement manufacturing 10

1.2.1 Raw materials and their winning 12

1.2.2 Raw materials – storage and preparation 14

1.2.2.1 Storage of raw materials 14
1.2.2.2 Grinding of raw materials 14
1.2.2.2.1 Grinding of raw materials – dry and semi-dry kiln systems 15
1.2.2.2.2 Grinding of raw materials – wet or semi-wet kiln systems 15
1.2.2.2.3 Raw meal or slurry homogenisation and storage 16

1.2.3 Fuels – storage and preparation 16
1.2.3.1 Storage of conventional fuels 17
1.2.3.2 Preparation of conventional fuels 17

1.2.4 Use of waste 18
1.2.4.1 General aspects 19
1.2.4.2 Use of wastes as raw materials 21
1.2.4.3 Use of wastes as fuels 23
1.2.4.3.1 Types of waste fuels 23
1.2.4.3.1.1 Solid waste fuels 24
1.2.4.3.1.2 Liquid waste fuels 25
1.2.4.3.2 Quality requirements of waste and input control 25
1.2.4.3.2.1 Metal concentrations of wastes 27
1.2.4.3.3 Storage and handling of waste 27

1.2.5 Clinker burning 27
1.2.5.1 Kiln firing 29
1.2.5.2 Long rotary kilns 30
1.2.5.3 Rotary kilns equipped with preheaters 30
1.2.5.3.1 Grate preheater technique 30
1.2.5.3.2 Suspension preheater technique 31
1.2.5.3.3 Shaft preheaters 32
1.2.5.3.4 Four stage cyclone preheater 32
1.2.5.4 Rotary kilns with preheater and precalciner 32

1.2.5.4.1 Bypass systems 34
1.2.5.5 Shaft kilns 34
1.2.5.6 Kiln exhaust gases 35
1.2.5.6.1 CO trips 35
1.2.5.7 Clinker coolers 35
1.2.5.7.1 Rotary coolers 36
1.2.5.7.1.1 Tube coolers 36
1.2.5.7.1.2 Planetary (or satellite) coolers 36
1.2.5.7.2 Grate coolers 37

ZUSAMMENFASSUNG I

VORWORT XII

GELTUNGSBEREICH XXXIV

1 ZEMENTINDUSTRIE 1

1.1 Allgemeine Informationen zur Zementindustrie 1

1.2 Angewandte Verfahren und Techniken bei der Zementherstellung 10

1.2.1 Rohmaterialien und ihre Gewinnung 12

1.2.2 Rohmaterialien – Lagerung und Aufbereitung 14

1.2.2.1 Lagerung der Rohmaterialien 14
1.2.2.2 Mahlen der Rohmaterialien 14
1.2.2.2.1 Mahlen der Rohmaterialien – trockene und halbtrockene Öfen 15
1.2.2.2.2 Mahlen der Rohmaterialien – nasse oder halbnasse Öfen 15
1.2.2.2.3 Rohmehl- oder Schlammhomogenisierung und -lagerung 16

1.2.3 Brennstoffe – Lagerung und Aufbereitung 16
1.2.3.1 Lagerung konventioneller Brennstoffe 17
1.2.3.2 Aufbereitung konventioneller Brennstoffe 17

1.2.4 Abfalleinsatz 18
1.2.4.1 Allgemeine Aspekte 19
1.2.4.2 Einsatz von Abfällen als Rohmaterial 21
1.2.4.3 Einsatz von Abfällen als Brennstoff 23
1.2.4.3.1 Sekundärbrennstoffarten 23
1.2.4.3.1.1 Feste Sekundärbrennstoffe 24
1.2.4.3.1.2 Flüssige Sekundärbrennstoffe 25
1.2.4.3.2 Qualitätsanforderungen an Abfälle und Kontrolle der Eingangsstoffe 25
1.2.4.3.2.1 Metallgehalte in den Abfällen 27
1.2.4.3.3 Lagerung und Handhabung der Abfälle 27

1.2.5 Brennen des Klinkers 27
1.2.5.1 Ofenfeuerung 29
1.2.5.2 Lange Drehrohröfen 30
1.2.5.3 Drehrohröfen mit Vorwärmer 30
1.2.5.3.1 Rostvorwärmer-Verfahren 30
1.2.5.3.2 Zyklonvorwärmer-Verfahren 31
1.2.5.3.3 Schachtvorwärmer 32
1.2.5.3.4 Vierstufige Zyklonvorwärmer 32
1.2.5.4 Drehrohröfen mit Vorwärmer und Vorkalzinator 32

1.2.5.4.1 Bypass-Systeme 34
1.2.5.5 Schachtöfen 34
1.2.5.6 Ofenabgase 35
1.2.5.6.1 CO-Trips 35
1.2.5.7 Klinkerkühler 35
1.2.5.7.1 Rotationskühler 36
1.2.5.7.1.1 Rohrkühler 36
1.2.5.7.1.2 Planeten- oder Satellitenkühler 36
1.2.5.7.2 Rostkühler 37

1.2.5.7.2.1 Travelling grate coolers 37
1.2.5.7.2.2 Reciprocating grate coolers 37
1.2.5.7.2.3 Third generation of grate coolers 38
1.2.5.7.3 Vertical coolers 38
1.2.5.8 Cogeneration 38
1.2.6 Cement grinding and storage 39
1.2.6.1 Clinker storage 39
1.2.6.2 Cement grinding 39
1.2.6.2.1 Metering and proportioning of the mill feed 40
1.2.6.2.2 Grinding of cement 40
1.2.6.2.3 Grinding of mineral additions 41
1.2.6.2.4 Separation by particle size distribution 41
1.2.6.2.5 Reduction of chromates – chromium (VI) 42
1.2.6.3 Storage of cement 42
1.2.7 Packaging and dispatch 42
1.3 Current consumption and emission levels 43
1.3.1 Consumption of water 44
1.3.2 Consumption of raw materials 45
1.3.2.1 Consumption of wastes as raw materials 45
1.3.3 Use of energy 46
1.3.3.1 Thermal energy demand 46
1.3.3.2 Electrical energy demand 49
1.3.3.3 Consumption of waste fuels 49
1.3.4 Emissions to air 53
1.3.4.1 Dust (particulate matter) 55
1.3.4.1.1 Channelled dust emissions 55
1.3.4.1.2 Fine dust emissions PM_{10} and $PM_{2.5}$ 57
1.3.4.1.3 Diffuse dust emissions 59
1.3.4.2 Nitrogen oxides 59
1.3.4.3 Sulphur dioxide 64
1.3.4.4 Carbon oxides (CO_2, CO) 68
1.3.4.4.1 Carbon dioxide (CO_2) 68
1.3.4.4.2 Carbon monoxide (CO) 68
1.3.4.5 Total organic compounds (TOC) 69
1.3.4.6 Polychlorinated dibenzo-p-dioxins (PCDD) and dibenzofurans (PCDF) 71
1.3.4.7 Metals and their compounds 74
1.3.4.7.1 Mercury 78
1.3.4.8 Hydrogen chloride and hydrogen fluoride (HCl and HF) 80
1.3.4.8.1 Gaseous inorganic chlorine compounds 80
1.3.4.8.2 Gaseous inorganic fluorine compounds 83
1.3.4.9 Ammonia (NH_3) 86
1.3.4.10 Benzene, toluene, ethylbenzene and xylene (BTEX) 88
1.3.4.11 Polyaromatic hydrocarbons (PAH) 88
1.3.4.12 Other organic pollutants 88
1.3.4.13 Impacts on emissions behaviour and energy efficiency by using waste materials 89
1.3.4.14 Impacts on product quality by using wastes 90
1.3.5 Process losses/waste 91
1.3.6 Emissions to water 91

1.2.5.7.2.1 Wanderrostkühler 37
1.2.5.7.2.2 Rückschubrostkühler 37
1.2.5.7.2.3 Rostkühler der 3. Generation 38
1.2.5.7.3 Vertikale/Schachtkühler 38
1.2.5.8 Abwärmenutzung 38
1.2.6 Zementmahlung und -lagerung 39
1.2.6.1 Klinkerlagerung 39
1.2.6.2 Zementmahlung 39
1.2.6.2.1 Dosierung und Abmischung des Mahlguts 40
1.2.6.2.2 Mahlen des Zements 40
1.2.6.2.3 Mahlen der mineralischen Zuschlagstoffe 41
1.2.6.2.4 Materialtrennung anhand der Korngrößenverteilung 41
1.2.6.2.5 Minderung von Chromaten – Chrom (VI) 42
1.2.6.3 Lagerung des Zements 42
1.2.7 Verpackung und Versand 42
1.3 Aktuelle Verbrauchs- und Emissionswerte 43
1.3.1 Wasserverbrauch 44
1.3.2 Verbrauch an Rohmaterialien 45
1.3.2.1 Einsatz von Abfällen als Rohmaterial 45
1.3.3 Energieverbrauch 46
1.3.3.1 Thermischer Energieverbrauch 46
1.3.3.2 Stromverbrauch 49
1.3.3.3 Einsatz von Sekundärbrennstoffen 49
1.3.4 Luftemissionen 53
1.3.4.1 Staub 55
1.3.4.1.1 Gefasste Staubemissionen 55
1.3.4.1.2 Feinstaubemissionen PM_{10} und $PM_{2.5}$ 57
1.3.4.1.3 Diffuse Staubemissionen 59
1.3.4.2 Stickstoffoxide 59
1.3.4.3 Schwefeldioxid 64
1.3.4.4 Kohlenstoffoxide (CO_2, CO) 68
1.3.4.4.1 Kohlendioxid (CO_2) 68
1.3.4.4.2 Kohlenmonoxid (CO) 68
1.3.4.5 Gesamte organische Verbindungen 69
1.3.4.6 Polychlorierte Dibenzo-p-Dioxine (PCDD) und Dibenzo-Furane (PCDF) 71
1.3.4.7 Metalle und ihre Verbindungen 74
1.3.4.7.1 Quecksilber 78
1.3.4.8 Chlorwasserstoff und Fluorwasserstoff (HCl und HF) 80
1.3.4.8.1 Gasförmige anorganische Chlorverbindungen 80
1.3.4.8.2 Gasförmige anorganische Fluorverbindungen 83
1.3.4.9 Ammoniak (NH_3) 86
1.3.4.10 Benzol, Toluol, Ethylbenzol, Xylol (BTEX) 88
1.3.4.11 Polyaromatische Kohlenwasserstoffe (PAK) 88
1.3.4.12 Andere organische Schadstoffe 88
1.3.4.13 Einfluss des Abfalleinsatzes auf das Emissionsverhalten und die Energieeffizienz 89
1.3.4.14 Einfluss des Abfalleinsatzes auf die Produktqualität 90
1.3.5 Prozessrückstände/Abfälle 91
1.3.6 Emissionen in das Wasser 91

1.3.7 Noise 92
1.3.8 Odours 92
1.3.9 Monitoring 92
1.3.9.1 Monitoring of parameters and emissions 92

1.4 Techniques to consider in the determination of BAT 94

1.4.1 Verbrauch an Rohmaterialien 95
1.4.2 Reduction of energy consumption (energy efficiency) 96
1.4.2.1 Reduction of thermal energy use 96
1.4.2.1.1 Kiln systems 96
1.4.2.1.2 Raw material properties 98
1.4.2.1.3 Fuel properties 99
1.4.2.1.4 Gas bypass system 100
1.4.2.1.5 Reduction of the clinker content of cement products 101
1.4.2.2 Reduction of electrical energy use 102
1.4.2.3 Process selection 103
1.4.2.4 Energy recovery from kilns and coolers/cogeneration 104
1.4.3 General techniques 106
1.4.3.1 Process control optimisation 106
1.4.3.2 Choice of fuels and raw materials 107
1.4.3.3 Use of wastes as fuels 108
1.4.4 Emissions of dust (particulate matter) 110
1.4.4.1 Measures/techniques for dusty operations 110
1.4.4.2 Measures/techniques for bulk storage areas and stockpiles 112
1.4.4.3 Reduction of channelled dust emissions 113
1.4.4.3.1 Electrostatic precipitators (ESPs) 114
1.4.4.3.2 Fabric filters 116
1.4.4.3.3 Hybrid filters 121
1.4.5 Gaseous compounds 122
1.4.5.1 Reduction of NO_x emissions 122
1.4.5.1.1 Flame cooling 125
1.4.5.1.2 Low NO_x burners 126
1.4.5.1.3 Staged combustion 127
1.4.5.1.4 Mid-kiln firing 129
1.4.5.1.5 Mineralised clinker 130
1.4.5.1.6 Process optimisation (NO_x) 130
1.4.5.1.7 Selective non-catalytic reduction (SNCR) 131
1.4.5.1.8 Selective catalytic reduction (SCR) 137
1.4.5.2 Reduction of SO_2 emissions 140
1.4.5.2.1 Absorbent addition 142
1.4.5.2.2 Wet scrubber 143
1.4.5.2.3 Activated carbon 145
1.4.5.3 Reduction of carbon oxides (CO) emissions and CO trips 146
1.4.5.4 Reduction of total organic carbon emissions (TOC) 149
1.4.5.5 Reduction of hydrogen chloride (HCl) and hydrogen fluoride (HF) 150

1.3.7 Lärm 92
1.3.8 Gerüche 92
1.3.9 Überwachung 92
1.3.9.1 Überwachung der Prozessparameter und Emissionen 92

1.4 Techniken, die bei der Bestimmung der BVT für die Zementindustrie zu berücksichtigen sind 94

1.4.1 Verbrauch an Rohmaterialien 95
1.4.2 Senkung des Energieverbrauchs (Energieeffizienz) 96
1.4.2.1 Senkung des thermischen Energieverbrauchs 96
1.4.2.1.1 Ofenanlagen 96
1.4.2.1.2 Rohmaterialeigenschaften 98
1.4.2.1.3 Brennstoffeigenschaften 99
1.4.2.1.4 Minimierung der Verwendung von Gasbypässen 100
1.4.2.1.5 Reduzierung des Klinkergehaltes von Zementprodukten 101
1.4.2.2 Reduzierung des Stromverbrauchs 102
1.4.2.3 Verfahrensauswahl 103
1.4.2.4 Energierückgewinnung an Öfen und Kühlern/Kraft-Wärme-Kopplung 104
1.4.3 Allgemeine Techniken 106
1.4.3.1 Optimierung der Prozesssteuerung 106
1.4.3.2 Auswahl der Brennstoffe und Rohmaterialien 107
1.4.3.3 Verwendung von Sekundärbrennstoffen 108
1.4.4 Staubemissionen 110
1.4.4.1 Maßnahmen/Techniken für staubende Vorgänge 110
1.4.4.2 Maßnahmen/Techniken für Schüttgutlagerplätze und -halden 112
1.4.4.3 Minderung der gefassten Staubemissionen 113
1.4.4.3.1 Elektrofilter 114
1.4.4.3.2 Gewebefilter 116
1.4.4.3.3 Hybridfilter 121
1.4.5 Gasförmige Verbindungen 122
1.4.5.1 Minderung der NO_x-Emissionen 122
1.4.5.1.1 Flammenkühlung 125
1.4.5.1.2 NO_x-arme Brenner 126
1.4.5.1.3 Gestufte Verbrennung 127
1.4.5.1.4 Feuerung in der Ofenmitte (engl.*mid-kiln firing*) 129
1.4.5.1.5 Mineralisierter Klinker 130
1.4.5.1.6 Prozessoptimierung (NO_x) 130
1.4.5.1.7 Selektive nichtkatalytische Reduktion (SNCR) 131
1.4.5.1.8 Selektive katalytische Reduktion (SCR) 137
1.4.5.2 Minderung der SO_2-Emissionen 140
1.4.5.2.1 Zugabe von Absorptionsmitteln 142
1.4.5.2.2 Nasswäscher 143
1.4.5.2.3 Aktivkohle 145
1.4.5.3 Minderung der Kohlenmonoxid(CO)-Emissionen und von CO-Trips 146
1.4.5.4 Minderung der Emissionen an Gesamtkohlenstoff (organisch) (TOC) 149
1.4.5.5 Minderung von Chlorwasserstoff (HCl) und Fluorwasserstoff (HF) 150

1.4.6 Reduction of polychlorinated dibenzo-p-dioxin (PCDD) and polychlorinated dibenzofuran (PCDF) emissions 151
1.4.7 Reduction of metal emissions 152
1.4.8 Examples of cost data for different flue-gas abatement measures/techniques and primary measures/techniques which can be used for emissions reductions 153
1.4.8.1 Example cost data for dust abatement measures/techniques 153
1.4.8.2 Example cost data for NO_x abatement measures/techniques 155
1.4.8.3 Example cost data for SO_x abatement measures/techniques 158
1.4.9 Process losses/waste 159
1.4.10 Noise 160
1.4.11 General considerations for odours 161
1.4.12 Environmental management tools 161

1.5 Best available techniques for the cement industry 170

1.5.1 Environmental management systems (EMS) .. 172
1.5.2 General primary measures/techniques 173
1.5.3 Energy consumption and process selection 174
1.5.3.1 Process selection 174
1.5.3.2 Energy consumption 174
1.5.4 Use of waste 175
1.5.4.1 Waste quality control 175
1.5.4.2 Waste feeding into the kiln 176
1.5.4.3 Safety management for the use of hazardous waste materials 176
1.5.5 Dust emissions 176
1.5.5.1 Diffuse dust emissions 176
1.5.5.2 Channelled dust emissions from dusty operations 177
1.5.5.3 Dust emissions from kiln firing processes ... 177
1.5.5.4 Dust emissions from cooling and milling processes 177
1.5.6 Gaseous compounds 178
1.5.6.1 NO_x emissions 178
1.5.6.2 SO_x emissions 179
1.5.6.3 CO emissions and CO trips 179
1.5.6.3.1 Reduction of CO trips 179
1.5.6.4 Total organic carbon emissions (TOC) 180
1.5.6.5 Hydrogen chloride (HCl) and hydrogen fluoride (HF) emissions 180
1.5.7 PCDD/F emissions 180
1.5.8 Metal emissions 181
1.5.9 Process losses/waste 182
1.5.10 Noise 182

1.6 Emerging techniques in the cement industry ... 183

1.6.1 Fluidised bed cement manufacturing technique 183
1.6.2 Staged combustion combined with SNCR 184
1.6.3 Cement kiln flue-gas treatment with dry sodium bicarbonate and chemical re-use 184

1.4.6 Minderung der Emissionen an polychlorierten Dibenzo-p-Dioxinen (PCDD) und polychlorierten Dibenzo-Furanen (PCDF) 151
1.4.7 Minderung der Metallemissionen 152
1.4.8 Beispielhafte Kostenangaben für verschiedene Abgasreinigungstechniken und mögliche primäre Maßnahmen zur Emissionsminderung 153
1.4.8.1 Beispielhafte Kostenangaben für Staubminderungsmaßnahmen/-techniken 153
1.4.8.2 Beispielhafte Kostenangaben für NO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken 155
1.4.8.3 Beispielhafte Kostenangaben für SO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken 158
1.4.9 Prozessrückstände/Abfälle 159
1.4.10 Lärm 160
1.4.11 Allgemeine Hinweise zu Gerüchen 161
1.4.12 Umweltmanagementsysteme 161

1.5 Beste verfügbare Techniken für die Zementindustrie 170

1.5.1 Umweltmanagementsysteme (UMS) 172
1.5.2 Allgemeine primäre Maßnahmen/Techniken .. 173
1.5.3 Energieverbrauch und Verfahrensauswahl 174
1.5.3.1 Verfahrensauswahl 174
1.5.3.2 Energieverbrauch 174
1.5.4 Abfalleinsatz 175
1.5.4.1 Überwachung der Abfallqualität 175
1.5.4.2 Abfallzuführung in den Ofen 176
1.5.4.3 Sicherheitsmanagement bei Verwendung gefährlicher Abfälle 176
1.5.5 Staubemissionen 176
1.5.5.1 Diffuse Staubemissionen 176
1.5.5.2 Gefasste Staubemissionen aus staubenden Betriebsvorgängen 177
1.5.5.3 Staubemissionen aus der Ofenfeuerung 177
1.5.5.4 Staubemissionen aus Kühl- und Mahlprozessen 177
1.5.6 Gasförmige Verbindungen 178
1.5.6.1 NO_x -Emissionen 178
1.5.6.2 SO_x-Emissionen 179
1.5.6.3 CO-Emissionen und CO-Trips 179
1.5.6.3.1 Minderung von CO-Trips 179
1.5.6.4 Emissionen an gesamtem organischen Kohlenstoff (TOC) 179
1.5.6.5 Emissionen an Chlorwasserstoff (HCl) und Fluorwasserstoff (HF) 180
1.5.7 PCDD/F-Emissionen 180
1.5.8 Metallemissionen 181
1.5.9 Prozessrückstände/Abfälle 182
1.5.10 Lärm 182

1.6 In der Entwicklung befindliche Techniken für die Zementindustrie 183

1.6.1 Zementherstellung in der Wirbelschicht 183
1.6.2 Kombination von gestufter Verbrennung und SNCR 184
1.6.3 Abgasbehandlung mit trockenem Natriumbikarbonat und chemischer Wiederverwertung .. 184

1.7 Conclusions and recommendations 186

2 LIME INDUSTRY 191

2.1 General information about the lime industry .. 191

2.1.1 Lime and its application 191
2.1.2 World lime production 192
2.1.3 Geographical distribution and general economic considerations in Europe – principal indicators 192
2.1.3.1 Annual production 192
2.1.3.2 Key environmental and sustainable development issues 194
2.1.3.3 Type of lime and dolomitic lime 194
2.1.3.4 Lime Installations 195

2.2 Applied processes and techniques in lime manufacturing 200

2.2.1 General production process description 201
2.2.2 Raw materials and winning of limestone 202
2.2.3 Limestone preparation, cleaning and storage .. 204
2.2.3.1 Limestone preparation 204
2.2.3.2 Limestone storage 204
2.2.3.3 Limestone washing 204
2.2.4 Fuels – preparation and storage 205
2.2.5 Use of waste 208
2.2.5.1 General aspects 208
2.2.5.2 Technical aspects 210
2.2.5.3 Types of waste fuels used 211
2.2.5.4 Quality control of solid waste fuels 213
2.2.6 Quicklime and dolomite production 213
2.2.6.1 Calcination of limestone – chemical reaction 213
2.2.6.2 Calcining of limestone in the kiln 216
2.2.6.3 Quicklime processing 217
2.2.6.3.1 Production of milled ground quicklime 218
2.2.6.4 Production of slaked and/or hydrated lime .. 218
2.2.6.4.1 Production of hydrated lime 218
2.2.6.4.2 Production of milk of lime and lime putty 219
2.2.7 Types of lime kilns – techniques and design .. 219
2.2.7.1 Mixed feed shaft kiln (MFSK) 222
2.2.7.2 Parallel flow regenerative kiln (PFRK) 224
2.2.7.3 Annular shaft kilns (ASK) 227
2.2.7.4 Other kilns (OK) 229
2.2.7.4.1 Other single shaft kilns 229
2.2.7.4.2 Double inclined shaft kilns 229
2.2.7.4.3 Multi-chamber shaft kilns 230
2.2.7.4.4 Travelling grate kilns 230
2.2.7.4.5 Top-shaped kilns 230
2.2.7.4.6 Gas suspension calcination (GSC) kilns ... 230
2.2.7.4.7 Rotating hearth kilns 231

1.7 Schlussbemerkungen und Empfehlungen 186

2 KALKINDUSTRIE 191

2.1 Allgemeine Informationen zur Kalkindustrie .. 191

2.1.1 Kalk und seine Anwendung 191
2.1.2 Weltweite Kalkproduktion 192
2.1.3 Geographische Verteilung und allgemeine ökonomische Betrachtungen für Europa – wesentliche Indikatoren 192
2.1.3.1 Jahresproduktion 192
2.1.3.2 Wesentliche Aspekte für Umwelt und nachhaltige Entwicklung 194
2.1.3.3 Arten von Kalk und Dolomitkalk 194
2.1.3.4 Kalkwerke 195

2.2 Applied processes and techniques in lime manufacturing 200

2.2.1 Allgemeine Beschreibung des Produktionsprozesses 201
2.2.2 Rohmaterialien und Kalksteingewinnung 202
2.2.3 Aufbereitung, Wäsche und Lagerung des Kalksteins 204
2.2.3.1 Aufbereitung des Kalksteins 204
2.2.3.2 Lagerung des Kalksteins 204
2.2.3.3 Waschen des Kalksteins 204
2.2.4 Brennstoffe – Aufbereitung und Lagerung 205
2.2.5 Abfalleinsatz 208
2.2.5.1 Allgemeines 208
2.2.5.2 Technische Aspekte 210
2.2.5.3 Arten der eingesetzten Sekundärbrennstoffe 211
2.2.5.4 Qualitätskontrolle von festen Sekundärbrennstoffen 213
2.2.6 Herstellung von Branntkalk und Dolomitkalk 213
2.2.6.1 Chemische Reaktion der Kalzinierung von Kalkstein 213
2.2.6.2 Kalzinierung des Kalksteins im Ofen 216
2.2.6.3 Weiterverarbeitung des Branntkalks 217
2.2.6.3.1 Herstellung von gemahlenem Branntkalk 218
2.2.6.4 Herstellung von gelöschtem Kalk und/oder Kalkhydrat 218
2.2.6.4.1 Herstellung von Kalkhydrat 218
2.2.6.4.2 Herstellung von Kalkmilch und Kalk-Spachtelmasse 219
2.2.7 Kalkofenarten – Techniken und Bauformen ... 219
2.2.7.1 Mischgefeuerte Schachtöfen (MSO) 222
2.2.7.2 Gleichstrom-Gegenstrom-Regenerativ-Ofen (GGR) 224
2.2.7.3 Ringschachtöfen (RSO) 227
2.2.7.4 Andere Öfen 229
2.2.7.4.1 Andere Einschachtöfen 229
2.2.7.4.2 Doppelschrägschachtöfen 229
2.2.7.4.3 Mehrkammerschachtöfen 230
2.2.7.4.4 Wanderrostöfen 230
2.2.7.4.5 Kreiselförmige Öfen (engl. *top-shaped lime kilns*) 230
2.2.7.4.6 Schwebegaskalzinator-Öfen 230
2.2.7.4.7 Drehherdöfen 231

2.2.7.5 Long rotary kilns (LRK) 232
2.2.7.6 Rotary kilns with preheaters (PRK) 234
2.2.8 Storage and handling 237
2.2.8.1 Storage 237
2.2.8.1.1 Storage of quicklime 237
2.2.8.1.2 Storage of hydrated lime 238
2.2.8.1.3 Storage of milk of lime 238
2.2.8.2 Handling 239
2.2.9 Other types of lime 239
2.2.9.1 Production of hydraulic limes 239
2.2.9.2 Production of calcined dolomite 239
2.2.10 General considerations for captive lime kilns 240
2.2.10.1 Lime kilns in the iron and steel industry 240
2.2.10.2 Lime kilns in the Kraft pulp industry 240
2.2.10.3 Lime kilns in the sugar industry 241
2.3 Current consumption and emission levels 242
2.3.1 Consumption of limestone 242
2.3.2 Use of energy 242
2.3.2.1 Limestone calcining 242
2.3.2.2 Lime hydrating 244
2.3.2.3 Lime grinding 244
2.3.3 Emissions to air 244
2.3.3.1 Dust (PM) 246
2.3.3.1.1 Channelled dust emissions 246
2.3.3.1.2 Diffuse dust emissions 248
2.3.3.2 Nitrogen oxides 249
2.3.3.3 Sulphur dioxide 251
2.3.3.4 Carbon oxides (CO_x) 253
2.3.3.4.1 Carbon dioxide (CO_2) 253
2.3.3.4.2 Carbon monoxide (CO) 255
2.3.3.5 Organic compounds/total organic carbon (TOC) 258
2.3.3.6 Polychlorinated dibenzo-p-dioxins (PCDD) and polychlorinated dibenzofurans (PCDF) 259
2.3.3.7 Hydrogen chloride and hydrogen fluoride (HCl and HF) 260
2.3.3.8 Hydrogen sulphide (H_2S) 261
2.3.3.9 Metals 262
2.3.3.10 Impact on emissions behaviour by using waste materials 264
2.3.3.10.1 Emissions examples for the use of waste oil 264
2.3.3.10.2 Examples of emissions from the use of solid waste in rotary kilns 265
2.3.4 Process losses/waste 266
2.3.5 Water use and purification 267
2.3.6 Noise 267
2.3.7 Odours 267
2.3.8 Monitoring 268
2.3.8.1 Continuous measurements 268
2.3.8.2 Periodic measurements 269
2.4 Techniques to consider in the determination of BAT 270
2.4.1 Consumption of limestone 272
2.4.2 Reduction of energy consumption (energy efficiency) 272

2.2.7.5 Lange Drehrohröfen (LDO) 232
2.2.7.6 Drehrohröfen mit Vorwärmer (VDO) 234
2.2.8 Lagerung und Handhabung 237
2.2.8.1 Lagerung 237
2.2.8.1.1 Lagerung von Branntkalk 237
2.2.8.1.2 Lagerung von Kalkhydrat 238
2.2.8.1.3 Lagerung von Kalkmilch 238
2.2.8.2 Handhabung 239
2.2.9 Andere Kalkarten 239
2.2.9.1 Herstellung von hydraulischem Kalk 239
2.2.9.2 Herstellung von kalziniertem Dolomit 239
2.2.10 Allgemeine Hinweise zu Kalköfen in anderen Sektoren 240
2.2.10.1 Kalköfen in der Eisen- und Stahlindustrie 240
2.2.10.2 Kalköfen in der Sulfatzellstoffindustrie 240
2.2.10.3 Kalköfen in der Zuckerindustrie 241
2.3 Aktuelle Verbrauchs- und Emissionswerte 242
2.3.1 Kalksteinverbrauch 242
2.3.2 Energieverbrauch 242
2.3.2.1 Brennen des Kalksteins 242
2.3.2.2 Kalklöschen 244
2.3.2.3 Kalkmahlen 244
2.3.3 Luftemissionen 244
2.3.3.1 Staub 246
2.3.3.1.1 Gefasste Staubemissionen 246
2.3.3.1.2 Diffuse Staubemissionen 248
2.3.3.2 Stickstoffoxide 249
2.3.3.3 Schwefeldioxid 251
2.3.3.4 Kohlenstoffoxide (CO_2, CO) 253
2.3.3.4.1 Kohlendioxid (CO_2) 253
2.3.3.4.2 Kohlenmonoxid (CO) 255
2.3.3.5 Organische Verbindungen/gesamter organischer Kohlenstoff (TOC) 258
2.3.3.6 Polychlorierte Dibenzo-p-Dioxine (PCDD) und polychlorierte Dibenzo-Furane (PCDF) 259
2.3.3.7 Chlorwasserstoff (HCl) und Fluorwasserstoff (HF) 260
2.3.3.8 Schwefelwasserstoff (H_2S) 261
2.3.3.9 Metalle 262
2.3.3.10 Einfluss des Abfalleinsatzes auf das Emissionsverhalten 264
2.3.3.10.1 Emissionsbeispiele für den Einsatz von Altöl 264
2.3.3.10.2 Emissionsbeispiele für den Einsatz fester Abfälle in Drehrohröfen 265
2.3.4 Prozessrückstände/Abfälle 266
2.3.5 Wasserverbrauch und -reinigung 267
2.3.6 Lärm 267
2.3.7 Gerüche 267
2.3.8 Überwachung 268
2.3.8.1 Kontinuierliche Messungen 268
2.3.8.2 Periodische Messungen 269
2.4 Techniken, die bei der Bestimmung der BVT für die Kalkindustrie zu berücksichtigen sind 270
2.4.1 Verbrauch an Kalkstein 272
2.4.2 Senkung des Energieverbrauchs (Energieeffizienz) 272

2.4.3 Process control optimisation 274
2.4.4 Choice of fuels (including waste fuels) 275
-
2.4.5 Emissions of dust (particulate matter) 277
2.4.5.1 Measures/techniques for dusty operations ... 277
2.4.5.2 Measures/techniques for bulk storage areas and stockpiles 278
2.4.5.3 Reduction of channelled dust emissions 279
2.4.5.3.1 Electrostatic precipitators (ESPs) 280
2.4.5.3.2 Fabric filters 282
2.4.5.3.3 Wet dust separators 285
2.4.5.3.4 Centrifugal separators/cyclones 288
2.4.5.3.5 Examples of cost data for different flue-gas cleaning techniques 288
2.4.6 Gaseous compounds 292
2.4.6.1 Reduction of NO_x emissions 292
2.4.6.1.1 Process optimisation 294
2.4.6.1.2 Air staging 294
2.4.6.1.3 Low NO_x burners 295
2.4.6.1.4 Selective non-catalytic reduction (SNCR) 296
2.4.6.1.5 Selective catalytic reduction (SCR) 299
2.4.6.2 Reduction of SO_2 emissions 300
2.4.6.3 Reduction of CO emissions 301
2.4.6.4 Reduction of total organic carbon emissions (TOC) 302
2.4.6.5 Reduction of hydrogen chloride (HCl) and hydrogen fluoride (HF) 303
2.4.7 Reduction of polychlorinated dibenzo-p-dioxins (PCDD) and polychlorinated dibenzofurans (PCDF) emissions 303
2.4.8 Reduction of metal emissions 306
2.4.9 Process losses/waste 307
2.4.9.1 General considerations concerning re-use of solid process losses/waste as raw material 307
2.4.10 Noise 308
2.4.11 General considerations for odours 310
2.4.12 Environmental management tools 310

2.5 Best available techniques for the lime industry 311

2.5.1 Environmental management system (EMS) ... 313
2.5.2 General primary measures/techniques 314
2.5.3 Energy consumption 315
2.5.4 Consumption of limestone 316
2.5.5 Selection of fuels 316
2.5.5.1 Use of waste fuels 316
2.5.5.1.1 Waste quality control 316
2.5.5.1.2 Waste feeding into the kiln 317
2.5.5.1.3 Safety management for the use of hazardous waste materials 317
2.5.6 Dust emissions 317
2.5.6.1 Diffuse dust emissions 317
2.5.6.2 Channelled dust emissions from dusty operations 317
2.5.6.3 Dust emissions from kiln firing processes ... 318
2.5.7 Gaseous compounds 318

2.4.3 Optimierung der Prozesssteuerung 274
2.4.4 Auswahl der Brennstoffe (einschließlich Sekundärbrennstoffen) 275
2.4.5 Staubemissionen 277
2.4.5.1 Maßnahmen/Techniken für staubende Vorgänge 277
2.4.5.2 Maßnahmen/Techniken für Schüttgutlagerplätze und -halden 278
2.4.5.3 Minderung gefasster Staubemissionen 279
2.4.5.3.1 Elektrofilter 280
2.4.5.3.2 Gewebefilter 282
2.4.5.3.3 Nassabscheider 285
2.4.5.3.4 Zentrifugal-/Zyklonabscheider 288
2.4.5.3.5 Beispielhafte Kostenangaben für verschiedene Abgasreinigungstechniken ... 288
2.4.6 Gasförmige Verbindungen 292
2.4.6.1 Minderung der NO_x-Emissionen 292
2.4.6.1.1 Prozessoptimierung 294
2.4.6.1.2 Gestufte Verbrennung 294
2.4.6.1.3 Low-NO_x-Brenner 295
2.4.6.1.4 Selektive nicht-katalytische Reduktion (SNCR) 296
2.4.6.1.5 Selektive katalytische Reduktion (SCR) ... 299
2.4.6.2 Minderung der SO_2-Emissionen 300
2.4.6.3 Minderung der CO-Emissionen 301
2.4.6.4 Minderung der Emissionen an gesamtem organischem Kohlenstoff (TOC) 302
2.4.6.5 Minderung von Chlorwasserstoff (HCl) und Fluorwasserstoff (HF) 303
2.4.7 Minderung der Emissionen von polychlorierten Dibenzo-p-Dioxinen (PCDD) und polychlorierten Dibenzo-Furanen (PCDF) 303
2.4.8 Minderung der Metallemissionen 306
2.4.9 Prozessverluste/Abfälle 307
2.4.9.1 Allgemeine Hinweise zur Wiederverwendung fester Prozessverluste/Abfälle als Rohmaterial 307
2.4.10 Lärm 308
2.4.11 Allgemeine Hinweise zu Gerüchen 310
2.4.12 Umweltmanagementsysteme 310

2.5 Beste verfügbare Techniken für die Kalkindustrie 311

2.5.1 Umweltmanagementsysteme (UMS) 313
2.5.2 Allgemeine primäre Maßnahmen/Techniken .. 314
2.5.3 Energieverbrauch 315
2.5.4 Verbrauch an Kalkstein 316
2.5.5 Auswahl der Brennstoffe 316
2.5.5.1 Verwendung von Sekundärbrennstoffen 316
2.5.5.1.1 Qualitätskontrolle der Abfälle 316
2.5.5.1.2 Abfallzuführung in den Ofen 317
2.5.5.1.3 Sicherheitsmanagement bei Verwendung gefährlicher Abfälle 317
2.5.6 Staubemissionen 317
2.5.6.1 Diffuse Staubemissionen 317
2.5.6.2 Gefasste Staubemissionen aus staubenden Betriebsvorgängen 317
2.5.6.3 Staubemissionen aus der Ofenfeuerung 318
2.5.7 Gasförmige Verbindungen 318

2.5.7.1 General primary measures/techniques for reducing gaseous compounds 318
2.5.7.2 NO_x emissions 319
2.5.7.3 SO_x emissions 320
2.5.7.4 CO emissions and CO trips 320
2.5.7.4.1 CO emissions 320
2.5.7.4.2 Reduction of CO trips 321
2.5.7.5 Total organic carbon emissions (TOC) 321
2.5.7.6 Hydrogen chloride (HCl) and hydrogen fluoride (HF) emissions 322
2.5.8 PCDD/F emissions 322
2.5.9 Metal emissions 322
2.5.10 Process losses/waste 323
2.5.11 Noise 324
2.6 Emerging techniques in the lime industry 325
2.6.1 Fluidised bed calcination 325
2.6.2 Flash calciner/suspension preheater 325
2.6.3 Ceramic filters 326
2.6.4 Post-combustion of flue-gases from mixed feed shaft kilns 326
2.7 Conclusions and recommendations 328
3 MAGNESIUM OXIDE INDUSTRY (DRY PROCESS ROUTE BASED ON MINED NATURAL MAGNESITE) 331
3.1 General Information 331
3.1.1 Introduction 331
3.1.2 The magnesite industry worldwide and in Europe 332
3.1.2.1 Types of magnesium oxide (magnesia) products 335
3.1.2.1.1 Magnesia 335
3.1.2.1.1.1 Sintered/dead burned magnesia (DBM) 336
3.1.2.1.1.2 Caustic calcined magnesia (CCM) 336
3.1.2.1.1.3 Fused magnesia (FM) 336
3.1.3 The use of magnesia 336
3.2 Applied processes and techniques 339
3.2.1 Raw materials and preparation 339
3.2.1.1 Magnesite 339
3.2.2 Fuels 340
3.2.3 General description of the production process of magnesia from magnesite (naturally sintered/dead burned magnesia) 340
3.2.3.1 Firing processes 341
3.2.3.1.1 Direct firing process (single phase firing) 341
3.2.3.1.1.1 Preparation of the ‘raw sinter’ 341
3.2.3.1.2 Two phase firing process 343
3.2.3.2 Types of kilns – techniques and design 344
3.2.3.2.1 Rotary kilns 345
3.2.3.2.1.1 Rotary kilns with a preheater 345
3.2.3.2.1.2 Long rotary kilns 345
3.2.3.2.2 Shaft kilns 346
3.2.3.2.2.1 Shaft kilns with a rotating plate 346

2.5.7.1 Allgemeine primäre Maßnahmen/ Techniken zur Minderung gasförmiger Verbindungen 318
2.5.7.2 NO_x-Emissionen 319
2.5.7.3 SO_x-Emissionen 320
2.5.7.4 CO-Emissionen und CO-Trips 320
2.5.7.4.1 CO-Emissionen 320
2.5.7.4.2 Minderung von CO-Trips 321
2.5.7.5 Emissionen an gesamtem organischen Kohlenstoff (TOC) 321
2.5.7.6 Emissionen an Chlorwasserstoff- (HCl) und Fluorwasserstoff (HF) 322
2.5.8 PCDD/F-Emissionen 322
2.5.9 Metallemissionen 322
2.5.10 Prozessrückstände/Abfälle 323
2.5.11 Lärm 324
2.6 In der Entwicklung befindliche Techniken für die Kalkindustrie 325
2.6.1 Wirbelschichtkalzinierung 325
2.6.2 Schnellkalzinator/Zyklonvorwärmer 325
2.6.3 Keramische Filter 326
2.6.4 Nachverbrennung der Abgase von mischgefeuerten Schachtöfen 326
2.7 Schlussbemerkungen und Empfehlungen 328
3 MAGNESIUMOXIDINDUSTRIE (trockene Verfahrensroute auf der Basis von abgebautem, natürlichem Magnesit) 331
3.1 Allgemeine Informationen 331
3.1.1 Vorbemerkung 331
3.1.2 Die Magnesitindustrie – weltweit und in Europa 332
3.1.2.1 Arten von Magnesiumoxid-/ Magnesiaprodukten 335
3.1.2.1.1 Magnesia 335
3.1.2.1.1.1 Gesinterte/totgebrannte Magnesia (DBM) 336
3.1.2.1.1.2 Kaustische Magnesia (CCM) 336
3.1.2.1.1.3 Schmelz-Magnesia (FM) 336
3.1.3 Die Verwendung von Magnesia 336
3.2 Angewandte Verfahren und Techniken 339
3.2.1 Rohmaterialien und Aufbereitung 339
3.2.1.1 Magnesit 339
3.2.2 Brennstoffe 340
3.2.3 Allgemeine Beschreibung des Herstellungsprozesses von Magnesia (üblicherweise gesinterter/totgebrannter M.) aus Magnesit 340
3.2.3.1 Brennprozess 341
3.2.3.1.1 Direkter Brennprozess (Einphasenbrand) 341
3.2.3.1.1.1 Aufbereitung des “Rohsinters” 341
3.2.3.1.2 Zweiphasenbrennverfahren 343
3.2.3.2 Ofenarten – Techniken und Bauformen 344
3.2.3.2.1 Drehrohröfen 345
3.2.3.2.1.1 Drehrohröfen mit Vorwärmer 345
3.2.3.2.1.2 Lange Drehrohröfen 345
3.2.3.2.2 Schachtöfen 346
3.2.3.2.2.1 Schachtöfen mit rotierendem Teller 346

3.2.3.2.2.2 Shaft kilns with a rotating grate.....347
3.2.3.2.2.3 Double shaft kiln 347
3.2.4 Production of fused magnesia.....348
3.3 Current consumption and emission levels.....349
3.3.1 Consumption of raw materials (unprocessed magnesite) and water 349
3.3.2 Energy consumption 350
3.3.3 Emissions.....351
3.3.3.1 Emissions to air.....351
3.3.3.2 Process losses/waste 352
3.3.3.3 Emissions to water.....353
3.3.3.4 Noise.....353
3.3.4 Monitoring.....353
3.4 Techniques to consider in the determination of BAT 355
-
3.4.1 General considerations concerning consumption of raw materials.....356
3.4.2 General considerations concerning water 356
-
3.4.3 Reduction of energy consumption (energy efficiency).....356
3.4.4 Process control optimisation.....357
3.4.5 Fuel selection.....358
3.4.6 Emissions of dust (particulate matter) 359
3.4.6.1 Measures/techniques for dusty operations ...359
3.4.6.2 Reduction of channelled dust emissions 360
3.4.6.2.1 Electrostatic precipitators (ESPs).....361
3.4.6.2.2 Centrifugal separators/cyclones 362
3.4.6.2.3 Wet dust separators 362
3.4.6.2.4 Fabric filters.....363
3.4.7 Gaseous compounds 364
3.4.7.1 Reduction of NO_x emissions.....364
3.4.7.2 Reduction of CO emissions 367
3.4.7.3 Reduction of SO_2 emissions.....368
3.4.8 General considerations concerning process losses/waste 369
3.4.9 Noise.....369
3.4.10 Environmental management tools 370
3.5 Best available techniques for the manufacture of magnesium oxide by using the dry process route based on mined natural magnesite.....371
3.5.1 Environmental management system (EMS) ...373
3.5.2 General primary measures/techniques – monitoring 374
3.5.3 Energy consumption 374
3.5.4 Dust emissions.....375
3.5.4.1 Diffuse dust emissions.....375
3.5.4.2 Channelled dust emissions from dusty operations.....375
3.5.4.3 Dust emissions from kiln firing process 376
3.5.5 Gaseous compounds 376

3.2.3.2.2.2 Schachtöfen mit rotierendem Rost.....347
3.2.3.2.2.3 Doppelschachtöfen 347
3.2.4 Herstellung von Schmelz-Magnesia 348
3.3 Aktuelle Verbrauchs- und Emissionswerte 349
3.3.1 Verbrauch an Rohmaterialien (unverarbeiteter Magnesit) und Wasser 349
3.3.2 Energieverbrauch.....350
3.3.3 Emissionen.....351
3.3.3.1 Luftemissionen.....351
3.3.3.2 Prozessrückstände/Abfälle 352
3.3.3.3 Emissionen in das Wasser.....353
3.3.3.4 Lärm.....353
3.3.4 Überwachung.....353
3.4 Techniken, die bei der Bestimmung der BVT für die Magnesiumoxidindustrie zu berücksichtigen sind.....355
3.4.1 Allgemeine Hinweise zum Verbrauch an Rohmaterialien.....356
3.4.2 Allgemeine Hinweise zur Wasserverwendung.....356
3.4.3 Senkung des Energieverbrauchs (Energieeffizienz) 356
3.4.4 Optimierung der Prozesssteuerung 357
3.4.5 Auswahl der Brennstoffe 358
3.4.6 Staubemissionen 359
3.4.6.1 Maßnahmen/Techniken für staubende Vorgänge.....359
3.4.6.2 Minderung gefasster Staubemissionen.....360
3.4.6.2.1 Elektrofilter 361
3.4.6.2.2 Zentrifugal-/Zyklonabscheider.....362
3.4.6.2.3 Nassabscheider.....362
3.4.6.2.4 Gewebefilter.....363
3.4.7 Gasförmige Verbindungen.....364
3.4.7.1 Minderung der NO_x-Emissionen.....364
3.4.7.2 Minderung der CO-Emissionen 367
3.4.7.3 Minderung der SO_2-Emissionen 368
3.4.8 Allgemeine Hinweise zu Prozessrückständen/Abfällen.....369
3.4.9 Lärm.....369
3.4.10 Umweltmanagementsysteme 370
3.5 Beste verfügbare Techniken für die Magnesiumoxiderzeugung über die trockene Verfahrensroute auf der Basis von abgebautem, natürlichem Magnesit.....371
3.5.1 Umweltmanagementsysteme (UMS) 373
3.5.2 Allgemeine primäre Maßnahmen/Techniken – Anlagenüberwachung 374
3.5.3 Energieverbrauch.....374
3.5.4 Staubemissionen 375
3.5.4.1 Diffuse Staubemissionen.....375
3.5.4.2 Gefasste Staubemissionen aus staubenden Betriebsvorgängen 375
3.5.4.3 Staubemissionen aus der Ofenfeuerung 376
3.5.5 Gasförmige Verbindungen.....376

3.5.5.1 General primary measures/techniques for reducing gaseous compounds 376
3.5.5.2 NO_x emissions 376
3.5.5.3 CO emissions and CO trips....377
3.5.5.3.1 CO emissions 377
3.5.5.3.2 Reduction of CO trips 377
3.5.5.4 SO_x emissions 378
3.5.6 Process losses/waste 378
3.5.7 Noise....379
3.5.8 Use of wastes as fuels and/or raw materials ...379

3.6 Emerging techniques....380

3.7 Conclusions and recommendations 381

REFERENCES REVIEW....385

GLOSSARY OF TERMS AND ABBREVIATIONS....393

4 ANNEXES 399

4.1 EC environmental legislation applicable to the production of cement and lime in the EU-27....399

4.2 Annex cement manufacturing....400
4.2.1 CEMBUREAU's waste fuel groupings versus those of the EWC 400
4.2.2 Cement manufacturing – plant specific data...405
4.2.2.1 Examples of types of wastes used, the influence on emissions behaviour and concentration ranges for substances in waste materials (input criteria)....405
4.2.2.1.1 Examples of concentration ranges for substances in waste materials/waste input criteria 411
4.2.2.2 Examples of energy consumption....417
4.2.2.3 Examples of emissions data....417
4.2.3 Cement manufacturing – cogeneration/recovery of excess heat 420
4.2.3.1 Cogeneration of electric power via the conventional steam cycle process – Slite cement plant in Sweden 420
4.2.3.2 Cogeneration with the Organic Rankine Cycle (ORC) process – cement plant in Lengfurt in Germany 421
4.2.4 Cement manufacturing – examples of NO_x reduction by using a high efficiency SNCR technique....422
4.2.4.1 Example SNCR technique used in Sweden 422
4.2.4.2 Example SNCR technique used in Germany 426
4.2.5 Cement manufacturing – example of NO_x reduction by using the SCR technique....427

3.5.5.1 Allgemeine primäre Maßnahmen/ Techniken zur Minderung gasförmiger Verbindungen....376
3.5.5.2 NO_x-Emissionen....376
3.5.5.3 CO-Emissionen und CO-Trips....377
3.5.5.3.1 CO-Emissionen 377
3.5.5.3.2 Minderung der CO-Trips....377
3.5.5.4 SO_x-Emissionen 378
3.5.6 Prozessrückstände/Abfälle....378
3.5.7 Lärm....379
3.5.8 Verwendung von Abfällen als Sekundärbrennstoff und/oder als Rohmaterial....379

3.6 In der Entwicklung befindliche Techniken für die Magnesiumoxidindustrie 380

3.7 Schlussbemerkungen und Empfehlungen 381

QUELLENANGABEN....385

GLOSSAR DER BEGRIFFE UND ABKÜRZUNGEN 392

4 ANHANG....399

4.1 Maßgebliche EG-Umweltgesetzgebung für die Herstellung von Zement und Kalk in der EU-27....399

4.2 Anhang zur Zementherstellung....400
4.2.1 Gruppierung der Sekundärbrennstoffe durch CEMBUREAU im Vergleich zum Europäischen Abfallkatalog....400
4.2.2 Zementherstellung – anlagenspezifische Daten....405
4.2.2.1 Beispiele für eingesetzte Abfallarten, deren Einfluss auf das Emissionsverhalten und Konzentrationsbereiche für Inhaltsstoffe in den Abfällen (Einsatzkriterien)....405
4.2.2.1.1 Beispielhafte Konzentrationsbereiche für Inhaltsstoffe in den Abfällen/ Einsatzkriterien 411
4.2.2.2 Beispiele für den Energieverbrauch....417
4.2.2.3 Beispiele für Emissionsdaten....417
4.2.3 Zementherstellung – Nutzung überschüssiger Wärme zur Stromerzeugung...420
4.2.3.1 Abwärmeverstromung mit einem konventionellen Dampfkreislauf – Zementwerk in Slite, Schweden....420
4.2.3.2 Abwärmeverstromung mit dem Organic-Rankine-Cycle-Verfahren (ORC) – Zementwerk in Lengfurt, Deutschland....421
4.2.4 Zementherstellung – Beispiele für die NO_x-Minderung mit der High-Efficiency-SNCR-Technik 422
4.2.4.1 Beispiel für den Einsatz der SNCR-Technik in Schweden 422
4.2.4.2 Beispiel für den Einsatz der SNCR-Technik in Deutschland 426
4.2.5 Zementherstellung – Beispiel für die NO_x-Minderung mit der SCR-Technik 427

4.2.6 Cement manufacturing – guideline regarding the control of CO trips 432
4.2.6.1 Objectives for reducing operational interruptions – CO trips 432
4.2.6.2 Strategy of CO minimisation development .. 433
4.2.6.3 CO monitoring system 433
4.2.6.4 Actions to be taken in the event of a CO trip 434
4.2.6.5 CO and CH_4 in fabric filters 434

4.3 Annex lime manufacturing 435

4.3.1 Lime manufacturing – distribution of metal concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 435
4.3.2 Lime manufacturing – plant specific data 443
4.3.2.1 Examples of raw material characteristics 443
4.3.2.2 Use of waste as fuels – examples of acceptable pollutant contents in wastes 444
4.3.2.3 Examples of consumptions and emissions data 445
4.3.3 Lime manufacturing – example for handling waste oil in a shaft kiln (OK) 452
4.3.4 Lime manufacturing – example for quality control of solid waste fuels burned in rotary kilns 454
4.3.5 Lime manufacturing – example of $DeNO_x$ treatment by using the SNCR technique in preheater rotary kilns (PRK) 457

4.2.6 Zementherstellung – Leitfaden zur Begrenzung von CO-Trips 432
4.2.6.1 Ziele der Reduzierung von Betriebsunterbrechungen (CO-Trips) 432
4.2.6.2 Entwicklung einer Strategie zur CO-Minimierung 433
4.2.6.3 CO-Überwachungssystem 433
4.2.6.4 Zu ergreifende Maßnahmen im Falle eines CO-Trips 434
4.2.6.5 CO und CH_4 in Gewebefiltern 434

4.3 Anhang zur Kalkherstellung 435

4.3.1 Kalkherstellung – Verteilung der Metallkonzentrationen im Abgas von Kalköfen in der EU-27 435
4.3.2 Kalkherstellung – anlagenspezifische Daten .. 443
4.3.2.1 Beispiele für Rohmaterialeigenschaften 443
4.3.2.2 Einsatz von Abfällen als Brennstoff – Beispiele für zulässige Schadstoffgehalte 444
4.3.2.3 Beispiele für Verbrauchs- und Emissionsdaten 445
4.3.3 Kalkherstellung – Beispiel für die Handhabung von Altöl in einem Schachtofen 452
4.3.4 Kalkherstellung – Beispiel für die Qualitätskontrolle von festen Sekundärbrennstoffen, die in Drehrohröfen verbrannt werden sollen .454
4.3.5 Kalkherstellung – Beispiel für die Abgasentstickung mittels SNCR-Technik an Vorwärmerdrehrohröfen (VDO) 457

List of figures

Figure 1.1: Cement production in the EU-27 and in the world from 1950 to 2006 1
Figure 1.2: Estimated employment for the cement industry in the EU from 1975 to 2005 2
Figure 1.3: Cement production inclusive of exported clinker and cement consumption in the EU-25 3
Figure 1.4: General overview of a cement manufacturing process 11
Figure 1.5: Example of covered raw material storage 14
Figure 1.6: Ternary CaO, SiO_2 and Al_2O_3+Fe_2O_3 diagram for cement clinker and the ash constituents of different raw materials and fuels 22
Figure 1.7: Hazardous waste – impregnated sawdust 25
Figure 1.8: Specially prepared waste fuel based on, e.g. paper, plastics, textiles 25
Figure 1.9: Specially prepared household waste used as fuel in cement kilns 25
Figure 1.10: Schematic view of a preheater/precalciner/grate cooler kiln 28
Figure 1.11: Example of a multi-channel burner 29
Figure 1.12: Grate preheater 30
Figure 1.13: Suspension preheater 31
Figure 1.14: Suspension preheater with precalciner 31
Figure 1.15: Gas and solids temperature profiles in a cyclone preheater kiln system 33
Figure 1.16: Example of a separate line/calciner downdraft 33
Figure 1.17: Example of waste feed points into a calciner 33
Figure 1.18: Example of a planetary cooler 36
Figure 1.19: Mass balance for the production of 1 kg cement using the dry process 44
Figure 1.20: Wastes used as raw materials in 20 countries of the EU-27 46
Figure 1.21: Fuel energy use in the EU-25 cement industry in 2004 47
Figure 1.22: Consumption of different types of hazardous and non-hazardous waste used as fuel in cement kilns in the EU-27 52
Figure 1.23: Ranges of emission values from continuous dust measurements in the clean gas from 253 rotary kilns in the EU-27 and EU 23+ countries 56
Figure 1.24: Dust emission values from 180 spot dust measurements in the clean gas of rotary kilns in the EU-27 and EU 23+ countries 56
Figure 1.25: NO_x emissions (expressed as NO_2) from cement kilns in the EU-27 and EU-23+ countries in 2004 categorised by substitution rate 61
Figure 1.26: Distribution of measurements categorised by the thermal substitution rate of NO_x levels 61
Figure 1.27: Achieved NO_x emissions ranges by using flame cooling in several cement plants in the EU-23+ 63
Figure 1.28: Achieved NO_x emissions ranges from several cement plant in the EU-23+ not using flame cooling 63
Figure 1.29: NO_x emissions achieved by several cement plants using SNCR for NO_x reduction 64
Figure 1.30: NO_x emissions ranges achieved by several cement plants without using SNCR 64
Figure 1.31: Sulphur flow diagram in a cement preheater/precalciner kiln 65
Figure 1.32: Values of SO_2 measurements in the clean gas from cement plants in the EU-27 and EU-23+ countries 67
Figure 1.33: Distribution of measurements categorised by the thermal substitution rate of SO_2 levels 67
Figure 1.34: CO emissions concentration values measured in the clean gas from 29 German rotary kilns in 2004 69
Figure 1.35: TOC emission values from continuous measurements in the clean gas of cement kilns in the EU-27 and EU-23+ countries 70
Figure 1.36: Distribution of continuous measurements categorised by the thermal substitution rate of TOC levels 70
Figure 1.37: Total organic carbon emissions concentration values measured in the clean gas from 27 German rotary kilns in 2004 71
Figure 1.38: Emissions of PCDD/F in the EU-27 and EU-23+ countries in 2004 categorised by thermal substitution rate 72
Figure 1.39: Distribution of spot measurements categorised by the thermal substitution rate of PCDD/F levels from cement kilns in the EU-27 and EU-23+ countries 73
Figure 1.40: Emissions of PCDD/F measured in the clean gas of 39 German rotary kilns in 2004 [76, Germany, 2006] 73
Figure 1.41: Pathway of metals in cement kilns with preheaters in a dry process 74
Figure 1.42: Cadmium and thallium emission values from 262 spot ∑ (Cd, Tl) measurements in the EU-27 and EU-23+ countries 76
Figure 1.43: Distribution of measurements categorised by the thermal substitution rate of ∑ (Cd, Tl) levels 76

Figure 1.44: Emission values from spot ∑ (Sb, As, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V) measurements in the EU-27 and EU-23+ countries ... 77
Figure 1.45: Distribution of measurements categorised by the thermal substitution rate of ∑ (Sb, As, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V) levels ... 77
Figure 1.46: Mercury emission values from 306 spot Hg measurements in the EU-27 and EU-23+ countries ... 79
Figure 1.47: Mercury emission values from 306 spot Hg measurements in the EU-27 and EU-23+ countries ... 79
Figure 1.48: HCl emission values from continuous HCl measurement in the clean gas from 98 cement kilns in the EU-27 and EU-23+ countries ... 81
Figure 1.49: Distribution of continuous HCl measurements categorised by the thermal substitution rate ... 81
Figure 1.50: Emission values from 233 spot measurements in the clean gas of rotary kilns in the EU-27 and EU-23+ countries ... 82
Figure 1.51: Distribution of HCl spot measurements categorised by the thermal substitution rate of HCl levels ... 82
Figure 1.52: Emissions of gaseous inorganic chlorine compounds, stated as HCl, measured in the clean gas from 38 German rotary kilns in 2004 ... 83
Figure 1.53: Emission values from continuous HF emissions measurement in the clean gas from rotary kilns in the EU-27 and EU-23+countries ... 84
Figure 1.54: Distribution of continuous HF emissions measurements categorised by the thermal substitution rate of HF levels ... 84
Figure 1.55: Emission values from spot HF measurements in the clean gas of rotary kilns in the EU-27 and EU-23+ countries ... 85
Figure 1.56: Distribution of HF spot measurements categorised by the thermal substitution rate of HF levels ... 85
Figure 1.57: Emissions of gaseous inorganic fluorine compounds, stated as HF, measured in the clean gas from 38 German rotary kilns in 2004 ... 86
Figure 1.58: Ammonia emissions from a Swedish cement plant equipped with a SO_x scrubber ... 87
Figure 1.59: Benzene emissions concentrations measured from 17 German rotary kilns ... 88
Figure 1.60: Beispiel eines Gewebefilters und des Filtermaterials, das in einem Zementwerk im Vereinigten Königreich verwendet wird ... 116
Figure 1.61: Hybridfilter zur Staubabscheidung ... 121
Abbildung 1.62: Eindüsungsverfahren, die zur Flammenkühlung bei der Zementherstellung in den EU-23+-Ländern eingesetzt werden ... 125
Abbildung 1.63: Art der Zementöfen, bei denen die Flammenkühlung in der EU-23+ angewendet wird ... 126
Abbildung 1.64: Arten der Zementwerke, in denen die SNCR-Technik in den EU-23+-Ländern eingesetzt wird ... 132
Abbildung 1.65: Stickstoffträger/NH_2-X-Mittel, die in den EU-23+-Ländern für die SNCR verwendet werden ... 133
Abbildung 1.66: Beispiel einer SCR-Anlage ... 138
Abbildung 1.67: Beispiel eines einzelnen SCR-Katalysators ... 138
Abbildung 1.68: Beispiel einer Modulanordnung für die SCR-Technik ... 138
Abbildung 1.69: Grundlegende Betriebsweise eines Nasswäschers ... 144
Abbildung 1.70: Modell der kontinuierlichen Verbesserungen in einem UMS ... 162
Abbildung 1.71: Zementofen mit Wirbelschicht ... 183
Figure 2.1: Lime and dolomite production in the EU-27in 2004 ... 193
Figure 2.2: Production of commercial lime per type of kiln in the EU-27 in 2004 ... 196
Figure 2.3: Production of commercial dolime per type of kiln in the EU-27 in 2004 ... 197
Figure 2.4: Production of commercial sintered dolime per type of kiln in the EU-27 in 2004 ... 197
Figure 2.5: Overview of the lime manufacturing process ... 200
Figure 2.6: Flow diagram of the cornerstones for lime manufacturing ... 201
Figure 2.7: Overview of a lime manufacturing process ... 202
Figure 2.8: Material flow diagram for limestone washing and washing water purification ... 205
Figure 2.9: Types of fuels used for the lime kiln firing process in 2005 in the EU-27 ... 206
Figure 2.10: Flow diagram of a shaft kiln dosing system example ... 207
Figure 2.11: Example of a shaft kiln dosing system ... 208
Figure 2.12: Amount of lime produced by using waste fuels in different European countries ... 209
Figure 2.13: Distribution of lime kilns using waste fuels in different European countries ... 210
Figure 2.14: Front view of a multi-channel burner used in a rotary kiln (RK) ... 211
Figure 2.15: RK burner engineering ... 211
Figure 2.16: Change of reactivity versus burning temperature and type of limestone ... 214
Figure 2.17: Morphology of soft, medium and hard burned lime ... 215
Figure 2.18: General principles of lime calcination ... 216
Figure 2.19: Flow diagram of a lime hydrator ... 218
Figure 2.20: Principle of a mixed feed shaft kiln ... 222
Figure 2.21: Mixed feed shaft kiln ... 222
Figure 2.22: Principles of a PFRK ... 224
Figure 2.23: Example of a PFRK ... 224

Figure 2.24: Basic operating principle and gas flow in a PFRK ... 225
Figure 2.25: Annular shaft kiln ... 227
Figure 2.26: Example of an annular shaft kiln used in lime manufacture ... 227
Figure 2.27: Operating principle of annular shaft kilns (ASK) ... 228
Figure 2.28: Double inclined shaft kiln ... 229
Figure 2.29: Gas suspension calcination process diagram ... 231
Figure 2.30: Operating principle of long rotary kilns ... 232
Figure 2.31: Example of a long rotary kiln used in lime manufacture ... 234
Figure 2.32: Rotary kiln with a preheater or a preheater rotary kiln (PRK) ... 235
Figure 2.33: Operating principle of a rotary kiln with a preheater (PRK) ... 236
Figure 2.34: Example of a rotary kiln with a preheater ... 236
Figure 2.35: Dust emissions measured from different types of lime kilns using different types of dust abatement techniques in the EU-27 (spot measurements as half hourly values) ... 247
Figure 2.36: NO_x emissions measured from different types of lime kilns in the EU-27 (spot measurements as half hourly values) ... 249
Figure 2.37: SO_2 emissions measured from different types of lime kilns using fossil fuels in the EU-27 (spot measurements as half hourly values) ... 251
Figure 2.38: SO_2 emissions measured from different types of lime kilns using fossil fuels and waste fuels for kin firing in the EU-27 (spot measurements as half hourly values) ... 252
Figure 2.39: CO emissions occurring from different types of lime kilns in the EU-27 ... 255
Figure 2.40: Chemical reactions and energy use in a mixed feed shaft kiln (Boudouard reaction) ... 257
Figure 2.41: TOC emissions occurring from different types of lime kilns in the EU-27 ... 258
Figure 2.42: HCl emissions from different lime kilns in the EU-27 ... 261
Abbildung 2.43: Schematische Ansicht eines konventionellen Elektrofilters ... 281
Abbildung 2.44: Schema eines Gewebefilters mit Druckstoßreinigung ... 283
Abbildung 2.45: Schematische Ansicht eines mehrstufigen Abgaswäschers (Beispiel) ... 286
Abbildung 2.46: Investitionskosten für Elektro- und Gewebefilter in der EU-27 als Funktion der Ofenkapazität ... 289
Abbildung 2.47: Modellierung der Entstaubungskosten für einen Drehrohrofen mit Elektrofilter in der EU-27 in Abhängigkeit vom Emissionsgrenzwert ... 289
Abbildung 2.48: Modellierung der Instandhaltungskosten für die Entstaubung eines Vorwärmer-Drehrohrofens mit Gewebefilter in der EU-27 in Abhängigkeit vom Emissionsgrenzwert ... 290
Abbildung 2.49: Modellierung der Instandhaltungskosten für die Entstaubung eines Vorwärmer-Drehrohrofens mit Gewebefilter in Italien in 2007 in Abhängigkeit von der Höhe der Staubemissionen ... 290
Abbildung 2.50: NO_x-Minderung in Abhängigkeit von der Temperatur ... 297
Abbildung 2.51: Wirbelschichtofen ... 325
Abbildung 2.52: Beispielhaftes Fließbild für eine Nachverbrennungstechnik ... 326
Figure 3.1: Global sources of magnesium oxide and producer countries ... 332
Figure 3.2: Raw magnesite production in the EU-25 and worldwide ... 332
Figure 3.3: Worldwide production of magnesium oxide modifications in 2003 ... 334
Figure 3.4: Sector specific consumption of magnesia worldwide in 2003 ... 337
Figure 3.5: Worldwide magnesia demand for the production of refractories used in the steel industry ... 338
Figure 3.6: Process scheme of the natural pathway for magnesia production ... 341
Figure 3.7: Example process diagram of magnesia production using the dry process route from a DBM plant ... 343
Figure 3.8: Pathway of coarse and fine magnesite for magnesia production ... 344
Figure 3.9: Operating principle of rotary kilns with a preheater in magnesia production ... 345
Figure 3.10: Operating principle of long rotary kilns in magnesia production ... 346
Figure 3.11: Operating principle of shaft kilns in magnesia production ... 347
Figure 3.12: Operating principle of double shaft kilns used in magnesia production ... 348
Abbildung 3.13: Brennstoffvergleich in Hinblick auf die spezifischen Kosten und den Schwefelgehalt ... 359
Figure 4.1: Flow diagram of a two step water-based heat recovery system for power cogeneration at the Slite cement plant in Sweden ... 420
Figure 4.2: Flow diagram of a pentane based waste heat recovery system for power cogeneration at the Lengfurt plant in Germany ... 421
Figure 4.3: Flow diagram of the cement manufacturing process in Slite (Sweden) ... 423
Figure 4.4: Flow diagram for the injection of NH_3 solution for SNCR at the Slite cement plant in Sweden ... 423
Figure 4.5: Flow diagram and nozzle plan for the injection of NH_3 solution for SNCR at the Skövde cement plant in Sweden ... 423
Figure 4.6: NO_x emissions and the consumption of ammonia water at the cement plants in Slite and Skövde in Sweden from 1995 until 2005 ... 424
Figure 4.7: NH_3 emissions and ammonia water consumption at two cement kilns at the Slite cement plant in Sweden from 1994 until 2005 ... 425

Figure 4.8: High efficiency SNCR and place for injection of ammonia water via lances at places Nr. 21 to 26 426
Figure 4.9: Flow diagram of the SCR example plant in Germany (Solnhofer Portland-Zementwerke) 428
Figure 4.10: Distribution of arsenic concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 435
Figure 4.11: Distribution of cadmium concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 435
Figure 4.12: Distribution of cobalt concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 436
Figure 4.13: Distribution of chromium concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 436
Figure 4.14: Distribution of copper concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 437
Figure 4.15: Distribution of mercury concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 437
Figure 4.16: Distribution of manganese concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 438
Figure 4.17: Distribution of nickel concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 438
Figure 4.18: Distribution of lead concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 439
Figure 4.19: Distribution of antimony concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 439
Figure 4.20: Distribution of selenium concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 440
Figure 4.21: Distribution of tin concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 440
Figure 4.22: Distribution of tellurium concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 441
Figure 4.23: Distribution of thallium concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 441
Figure 4.24: Distribution of vanadium concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 442
Figure 4.25: Distribution of zinc concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 442
Figure 4.26: Flow diagram of waste oil circulation – going from delivery to the shaft kiln (OK) 453
Figure 4.27: Pumping station number 2 with a filter and a waste container for cleaning the filter 453
Figure 4.28: Measuring and dosing station with pneumatic valves 453
Figure 4.29: Location of injection and connecting points for SNCR in the Flandersbach lime plant in Germany 458

List of tables

Table 1-1: World cement production by geographic regions in 2006 ... 2
Table 1-2: Number of cement plants in the EU-27 ... 4
Table 1-3: Domestic deliveries by type of cement in the EU-25 ... 5
Table 1-4: European standard in the EU-27 for types of cement and their composition ... 7
Table 1-5: Chemical composition of grey cement ... 8
Table 1-6: Examples of chemical compositions of white cement clinker ... 8
Table 1-7: Fuel consumption expressed as a percentage of heat generation by the cement industry in the EU-27 ... 9
Table 1-8: Chemical analyses of raw materials and cement raw meal for the production of cement clinker ... 12
Table 1-9: Metals in raw materials and raw meal ... 13
Table 1-10: Examples of chemical compositions of raw materials for white cement clinker production ... 13
Table 1-11: Chemical analyses of metals in coal ... 16
Table 1-12: Types of waste frequently used as raw materials in the European cement industry ... 21
Table 1-13: Example list of wastes used as raw materials classified to their chemical composition and used in cement kilns in the EU-25 ... 21
Table 1-14: Different types of wastes used as fuels in EU-27 cement kilns in 2003 and 2004 ... 23
Table 1-15: Consumption of raw materials in cement production ... 45
Table 1-16: Wastes used as raw materials characterised by chemical elements used in cement manufacturing in the EU-27 in 2003 and 2004 ... 45
Table 1-17: Examples of thermal energy required for drying the raw meal ... 46
Table 1-18: Fuel energy use in cement manufacturing in the EU-27 ... 47
Table 1-19: Comparison of grinding techniques based on key characteristics ... 49
Table 1-20: Examples of calorific values for different types of wastes used as fuels in the EU-27 ... 50
Table 1-21: Consumption of different types of waste used as fuels in EU-27 cement kilns in 2003 and 2004 ... 51
Table 1-22: Substitution of waste fuels for cement production in EU-23+ countries ... 52
Table 1-23: Data of emissions ranges from European cement kilns ... 54
Table 1-24: Example of system types used for dust extraction, operational data and energy demand ... 57
Table 1-25: Examples of frequencies of CO trips in a German cement plant ... 57
Table 1-26: Investigation on fine dust distribution in total dust from German cement kilns ... 58
Table 1-27: Examples of raw gas concentrations of dust according to the RAINS model ... 58
Table 1-28: Examples of dust reduction techniques along with reduction efficiencies according to the RAINS model ... 59
Table 1-29: Ranges of heavy metal concentrations in the clean gas of cement kiln systems' measurements from 1996 to 1998 ... 78
Tabelle 1-30: Struktur der Informationen zu den in diesem Kapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken ... 94
Tabelle 1-31: Überblick über Maßnahmen/Techniken zur Staubminderung bei der Zementherstellung ... 113
Tabelle 1-32: Wichtige Merkmale verschiedener Filtermedien einschließlich Kostenansätzen ... 118
Tabelle 1-33: In der Zementindustrie der EU-27- und EU-23+-Länder eingesetzte Maßnahmen/Techniken zur Minderung der NO_x-Emissionen ... 123
Tabelle 1-34: Maßnahmen/Techniken zur Minderung der bei der Zementherstellung entstehenden NO_x-Emissionen ... 124
Tabelle 1-35: Berichtete SCR-Kenngrößen, Emissionen und Kosten ... 139
Tabelle 1-36: Überblick über Techniken zum Begrenzen und Reduzieren von SO_2 ... 141
Tabelle 1-37: Anzahl der Anlagen in der EU-27 bzw. den EU-23+-Ländern, die im Jahr 2008 SO_2-Minderungstechniken einsetzten ... 141
Tabelle 1-38: Beispiele für Primärmaßnahmen zur Vorsorge hinsichtlich CO-Trips bei Elektrofiltern ... 148
Tabelle 1-39: Beispielhafte Kostenangaben für Staubminderungsmaßnahmen/-techniken ... 155
Tabelle 1-40: Beispielhafte Kosten für NO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken ... 157
Tabelle 1-41: Beispielhafte Kosten für SO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken ... 159
Table 1-42: Mit BVT verbundene Emissionswerte für NO_x im Abgas der Ofenfeuerung und/oder des Vorwärmers/Kalzinators in der Zementindustrie ... 178
Table 1-43: Mit BVT verbundene Emissionswerte für SO_x im Abgas der Ofenfeuerung und/oder des Vorwärmers/Kalzinators in der Zementindustrie ... 179
Table 1-44: Mit BVT verbundene Emissionswerte für Metalle im Abgas der Ofenfeuerung ... 181
Table 2-1: Lime, a versatile material – some industrial applications ... 191
Table 2-2: Best estimate of world quicklime and dolomite production in 2006 in the EU-27, including captive lime production ... 192
Table 2-3: Distribution of commercial lime by sectors in the EU-27 in 2004 ... 193
Table 2-4: Trend of raw material limestone and dolomite use in the period 2003 – 2030 ... 194

Table 2-5: Lime nomenclatures, EC and CAS numbers ... 195
Table 2-6: Number of non-captive lime plants in the EU-27 Member States with production exceeding 50 t/d – total from 2003 ... 195
Table 2-7: Number of operational lime kilns per type of kiln in 2004 in the EU-27 ... 196
Table 2-8: Number of lime kilns per country in the EU-27 in 2003 for the production of lime and dolime, not including captive kilns ... 198
Table 2-9: Distribution of fuels used in lime burning in the EU-27 in 2003 ... 198
Table 2-10: Typical impurities and trace elements in limestone ... 203
Table 2-11: Types of fuels used in different lime kilns in 2003 in the EU-27 ... 206
Table 2-12: Types of waste fuels used in different European countries ... 211
Table 2-13: Components of liquid and solid waste fuels ... 211
Table 2-14: Waste fuels used in different kiln types ... 212
Table 2-15: Operational parameters for types of lime kilns ... 220
Table 2-16: Relationship between kilns and types of lime generally produced in these kilns ... 220
Table 2-17: Indicative lime specifications by consumer groups ... 221
Table 2-18: Main technical characteristics of mixed feed shaft kilns ... 223
Table 2-19: Technical characteristics of parallel flow regenerative kilns ... 226
Table 2-20: Technical characteristics of annular shaft kilns ... 228
Table 2-21: Technical characteristics of long rotary kilns (LRK) ... 233
Table 2-22: Technical characteristics of preheater rotary kilns (PRK) ... 237
Table 2-23: Typical heat and electrical use by kiln types in the EU-27 for lime and dolime manufacture ... 243
Table 2-24: Examples of typical emissions occurring from lime kilns in Europe ... 246
Table 2-25: CO_2 emissions factors from different kiln types in the lime industry ... 254
Table 2-26: Average PCDD/F emissions for different types of kilns in the EU-27 ... 259
Table 2-27: Typical HCl and HF emissions from various types of lime kilns in the EU-27 ... 260
Table 2-28: Number of plants achieving different metal emissions in the EU-27 ... 263
Table 2-29: Typical analysis results from the quality of waste oil used in German shaft kilns ... 264
Table 2-30: Individual emissions measurements from a German shaft kiln using waste oil ... 264
Table 2-31: Continuous emissions measurements taken in 2006 from a German rotary kiln using solid fuels ... 266
Table 2-32: Periodical individual emissions measurements taken in 2006 from a German rotary kiln using solid fuels ... 266
Tabelle 2-33: Struktur der Informationen zu den in diesem Kapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken ... 270
Tabelle 2-34: Überblick über die in der Kalkindustrie anwendbaren Maßnahmen/Techniken ... 271
Tabelle 2-35: Optionen zur Verbesserung der Energieeffizienz von Kalköfen ... 273
Tabelle 2-36: Übersicht über Maßnahmen/Techniken zur Staubminderung bei der Kalkerzeugung ... 280
Tabelle 2-37: Investitionen und Kosten für Kosten für Entstaubungstechniken ... 291
Tabelle 2-38: Anteile der einzelnen Kostenfaktoren an den Betriebskosten der Minderungsmaßnahmen/-techniken ... 292
Tabelle 2-39 Überblick über NO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken in der Kalkindustrie ... 293
Tabelle 2-40: Theoretische Betriebdaten für das SNCR-Verfahren ... 297
Tabelle 2-41: Für den SCR-Prozess benötigte Temperaturbereiche und theoretisch erreichbare Minderungsgrade ... 299
Tabelle 2-42: Mit BVT verbundene Werte für den Wärmeenergieverbrauch in der Kalk- und Dolomitkalkindustrie ... 315
Tabelle 2-43: Mit BVT verbundene Emissionswerte für NO_x im Abgas der Ofenfeuerung in der Kalkindustrie ... 319
Tabelle 2-44: Mit BVT verbundene Emissionswerte für SO_x im Abgas der Ofenfeuerung in der Kalkindustrie ... 320
Tabelle 2-45: Mit BVT verbundene Emissionswerte für CO im Abgas der Ofenfeuerung ... 320
Tabelle 2-46: Mit BVT verbundene TOC-Emissionswerte im Abgas der Ofenfeuerung ... 321
Tabelle 2-47: Mit BVT verbundene Emissionswerte für Metalle im Abgas der Ofenfeuerung ... 323
Tabelle 2-48: Abgaszusammensetzungen der Pilotversuche mit einer kleinen regenerativen Oxidationsanlage an mehreren mischgefeuerten Schachtöfen (jeweils über mehrere Stunden gemessen) ... 327
Table 3-1: Worldwide production of raw magnesite (magnesium carbonate) from 2000 to 2005 ... 333
Table 3-2: Worldwide production of sintered magnesium oxide/magnesia in 2003 ... 334
Table 3-3: Producers of sintered magnesia in the EU-27 ... 335
Table 3-4: Production of magnesite and magnesia by using the dry process route in the EU-25 in 2003 ... 335
Table 3-5: Amounts of magnesia and carbon dioxide after decomposition ... 349
Table 3-6: Yield of magnesia and carbon oxide in magnesite ... 350
Table 3-7: Fuel requirements for the production of one tonne magnesia (MgO) ... 350
Table 3-8: Examples of the relationship between grain size and sulphur content in the raw materials ... 351
Table 3-9: Concentrations of emissions components occurring from the magnesium oxide industry in the EU-27 ... 352
Tabelle 3-10: Struktur der Informationen zu den in diesem Kapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken ... 355

Table 3-11: Mit BVT verbundene Emissionswerte für SO_x aus den Abgasen der Ofenfeuerung in der Magnesiumoxidindustrie 378
Table 4-1: CEMBUREAU's waste fuel groupings versus those of the EWC 404
Table 4-2: Types and quantities of waste and waste fuels used in German cement kilns in 2004 405
Table 4-3: Quantities of different types of waste fuels used in the German cement industry 405
Table 4-4: Examples of accepted values of different parameters for the use of industrial waste and solvents 406
Table 4-5: Operational data of a German cement kiln using waste fuels (average of the data for a period of three days) 406
Table 4-6: Results from emissions monitoring by using waste fuels in a German cement kiln 407
Table 4-7: Quality data sheet for a waste fuel from Estonia 408
Table 4-8: Analysis of characteristics from an Estonian cement plant 409
Table 4-9: Quality requirements for the waste from an Estonian cement plant 409
Table 4-10: Consumption of waste fuels used in an Estonian cement plant 410
Table 4-11: Limit values in different permits and regulations in Austria, Switzerland and Germany for used wastes 411
Table 4-12: Examples of limit values for waste fuels for different countries/regions based on individual permits 412
Table 4-13: Examples of limit values for wastes to be used as raw materials in different countries/regions 413
Table 4-14: Examples of typical concentration ranges of metals from waste fuels 413
Table 4-15: Examples of input criteria for the use of suitable waste applied in German cement kilns 414
Table 4-16: Examples of permit criteria (maximum values) for substances in wastes used in Austrian cement plants 414
Table 4-17: Examples of permit criteria (median and 80 percentile values) for substances in waste used in Austrian cement plants 415
Table 4-18: Examples of input criteria for substances for suitable waste fuels used in cement plants with French permits 416
Table 4-19: Examples of input criteria for substances for suitable waste fuels used in cement plants in Spain and Poland 416
Table 4-20: Input criteria specifications of a waste example 416
Table 4-21: Fuel consumption in the Austrian cement industry 417
Table 4-22: Examples of different emissions data from an Estonian cement plant in 2006 compared with permitted emissions data 417
Table 4-23: Examples of fine dust emissions PM_{10} and $PM_{2.5}$ measured from cement plants in Ireland 418
Table 4-24: Amounts of pollutants in waste water in from an Estonian cement plant 419
Table 4-25: Basic assumptions from the SCR plant in Germany 430
Table 4-26: Comparison of costs for the NO_x abatement techniques of SNCR versus SCR from German UBA for a German plant 430
Table 4-27: Cost calculations for NO_x abatement by using SCR for a German cement plant with a capacity of 1500 t/d 431
Table 4-28: Example of primary measures/techniques to prevent CO trips from ESPs 434
Table 4-29: Example of raw material composition used in a Hungarian lime plant 443
Table 4-30: Typical pollutant contents accepted for waste oil solvents, animal fat and animal meal (carcase meal) used in German lime plants 444
Table 4-31: Examples of permit criteria (median and maximum values) for substances for different waste fuels used in German lime plants 445
Table 4-32: Operating data and specific energy demand of Austrian lime kilns in 2004 445
Table 4-33: Energy consumption by various types of lime kilns in Spain 446
Table 4-34: Typical examples of emissions from lime kilns in Germany 447
Table 4-35: Examples of NO_x emissions observed in EU Member States 448
Table 4-36: Emissions from Austrian lime kilns 449
Table 4-37: Emissions of dust, NO_x, SO_x, CO and CO_2 from several Finnish lime plants using different types of lime kilns from 1998 to 2006 451
Table 4-38: Metallemissionen from a Finnish lime plant 452
Table 4-39: List of wastes that can be used in these German lime kilns 454
Table 4-40: Median and maximal concentrations of metals for each type of waste fuel 455
Table 4-41: Minimum and maximum net calorific values for each type of waste fuel 456
Table 4-42: Examples of measures/techniques for the quality assurance of wastes 456

GELTUNGSBEREICH

Dieses Dokument bezieht sich auf die in Anhang I Abschnitt 3.1 der Richtlinie 2008/1/EG genannten industriellen Tätigkeiten, namentlich:

“3.1. Anlagen zur Herstellung von Zementklinkern in Drehrohröfen mit einer Produktionskapazität von über 500 Tonnen pro Tag oder von Kalk in Drehrohröfen mit einer Produktionskapazität von über 50 Tonnen pro Tag oder in anderen Öfen mit einer Produktionskapazität von über 50 Tonnen pro Tag.”

Dieses Dokument schließt die mit der Herstellung von Zement und Kalk verbundenen Prozesse wie auch die Verwendung von Abfällen als Rohmaterial und/oder Brennstoff ein.

Zudem behandelt dieses Dokument die Herstellung von Magnesiumoxid unter Verwendung der trockenen Verfahrensroute auf der Basis von abgebautem, natürlichem Magnesit (Magnesiumcarbonat, $MgCO_3$).

Die nasse Verfahrensroute, die Magnesiumchlorid als Ausgangsmaterial verwendet, ist wegen der Unterschiede im Verfahrensablauf, der eingesetzten Techniken und der Rohmaterialien nicht Gegenstand dieses Dokuments. Dieses Verfahren wird im „Merkblatt über die besten verfügbaren Techniken zur Herstellung von anorganischen Grundchemikalien – Feststoffen und anderen“ [108, European Commission, 2006] behandelt.

Die Abfallverbrennungsrichtlinie [59, European Commission, 2000] definiert in Artikel 3, Nr. 5 Mitverbrennungsanlagen als jede ortsfeste oder nicht ortsfeste Anlage, deren Hauptzweck in der Energieerzeugung oder der Produktion stofflicher Erzeugnisse besteht und

- in der Abfall als Regel- oder Zusatzbrennstoff verwendet wird oder
- in der Abfall im Hinblick auf die Beseitigung thermisch behandelt wird.

Jedenfalls ist die Zementindustrie geeignet zur Verwendung von:

- Sekundärbrennstoffen mit einem nennenswerten Heizwert; und
- Abfallstoffen ohne einen nennenswerten Heizwert, aber mit mineralischen Bestandteilen, die als Rohstoffe verwendet werden, die zum Zwischenprodukt Zementklinker beitragen; sowie
- Abfallstoffen die sowohl einen nennenswerten Heizwert als auch mineralische Bestandteile aufweisen [104, HOLCIM/GTZ, 2006].

Deswegen ist der Begriff „Mitverbrennung“ für die Zwecke dieses Dokument nicht ganz passend, weil er nicht alle Arten der Abfallverwendung in der Zementbranche mit einschließt. Die Formulierung „Verwendung von Abfällen als Brennstoff und/oder Rohmaterial“ wird verwendet, um alle drei obengenannten Verwertungsarten abzudecken.

Neben den grundlegenden Herstellungsprozessen der drei obengenannten industriellen Tätigkeiten, d. h. der Zement-, Kalk- und Magnesiumoxiderzeugung, behandelt dieses Dokument auch die damit verbundenen Tätigkeiten, welche sich auf die Emissionen oder Umweltbelastungen auswirken können. Folglich schließt dieses Dokument Tätigkeiten von der Vorbereitung der Rohmaterialien bis zum Versand der fertigen Produkte mit ein.

Bestimmte Tätigkeiten werden nicht behandelt, weil sie nicht als „direkt mit der Haupttätigkeit verbunden“ angesehen werden. Zum Beispiel werden der Gesteinsabbau sowie Schachtöfen zur Erzeugung von Zementklinker nicht behandelt.

Die wichtigsten Arbeitsvorgänge, die von den Beschreibungen abgedeckt werden, sind:

- Rohstoffe – Lagerung und Aufbereitung
- Brennstoffe – Lagerung und Aufbereitung
- Verwendung von Abfällen als Roh- und/oder Brennstoff – Qualitätsanforderungen, -kontrolle und Aufbereitung
- Ofenarten, Brennverfahren und Emissionsminderungstechniken
- Produkte – Lagerung und Bereitstellung
- Verpackung und Versand.

Es ist zu beachten, dass zu den in diesem Dokument behandelten Industriebranchen in 2006 Daten für die EU-25 gesammelt wurden. In 2007 wurden die Informationen und Werte teilweise für die EU-27 aktualisiert.

Zur Struktur dieses Dokuments

Wegen der unterschiedlichen Produkte und beteiligten Prozesse ist die Struktur dieses Dokuments wie folgt zu beschreiben:

Einleitender Teil: Zusammenfassung, Vorwort, Geltungsbereich
Kapitel 1 Allgemeine Beschreibung der Zementindustrie einschließlich eines allgemeinen Teils, eines Verfahrensteils, eines Teils zu in der Entwicklung befindlichen Techniken sowie eines Schlussteils mit Schlussfolgerungen und Empfehlungen
Kapitel 2 Allgemeine Beschreibung der Kalkindustrie einschließlich eines allgemeinen Teils, eines Verfahrensteils, eines Teils zu in der Entwicklung befindlichen Techniken sowie eines Schlussteils mit Schlussfolgerungen und Empfehlungen
Kapitel 3 Allgemeine Beschreibung der Magnesiumoxidindustrie, trockene Verfahrensroute einschließlich eines allgemeinen Teils, eines Verfahrensteils, eines Teils zu in der Entwicklung befindlichen Techniken sowie eines Schlussteils mit Schlussfolgerungen und Empfehlungen
Ergänzender Teil: Referenzen, Glossar, Anhänge

Innerhalb der Kapitel 1 bis 3 wurden die standardmäßigen Untergliederungen angelegt, wie sie im Vorwort beschrieben sind.

1 CEMENT INDUSTRY

1.1 General information about the cement industry

Cement is a finely ground, non-metallic, inorganic powder, and when mixed with water forms a paste that sets and hardens. This hydraulic hardening is primarily due to the formation of calcium silicate hydrates as a result of the reaction between mixing water and the constituents of the cement. In the case of aluminous cements, hydraulic hardening involves the formation of calcium aluminate hydrates.

Cement is a basic material for building and civil engineering construction. In Europe the use of cement and concrete (a mixture of cement, aggregates, sand and water) in large civic works can be traced back to antiquity. Portland cement, the most widely used cement in concrete construction, was patented in 1824. Output from the cement industry is directly related to the state of the construction business in general and therefore tracks the overall economic situation closely.

As shown in Figure 1.1, world cement production has grown steadily since 1950, with increased production in developing countries, particularly in Asia, accounting for the lion's share of growth in world cement production in the 1990s.

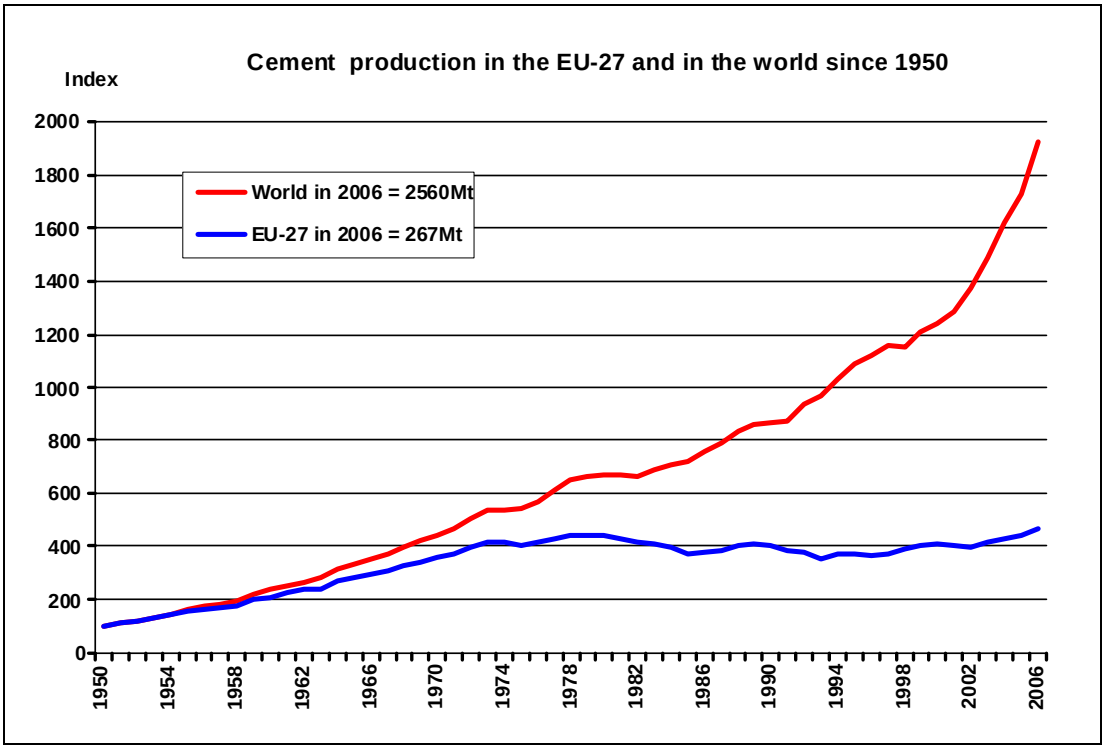

Figure 1.1: Cement production in the EU-27 and in the world from 1950 to 2006 [72, CEMBUREAU, 2006-2008,], [168, TWG CLM, 2007]

In 2006, world production of cement stood at 2540 million tonnes. Table 1-1 shows the distribution of cement production by geographic regions.

Region	Unit	2006	Region	Unit	2006
China	%	47.4	US	%	3.9
India	%	6.2	Other America	%	5.8
Japan	%	2.7	Africa	%	4.0
Other Asia	%	13.2	CIS	%	3.4
EU-27	%	10.5	Oceania	%	0.4
Other Europe	%	2.5			

Table 1-1: World cement production by geographic regions in 2006 [72, CEMBUREAU, 2006-2008,]

Producers in the European Union have increased cement output per man per year from 1700 tonnes in 1970 to 3500 in 1991. This increase in productivity is a result of the introduction of larger scale production units. These use advanced operation automation and therefore require fewer, but more highly qualified staff. The number of people employed in the cement industry in the European Union (EU-27) was about 54000 in 2005. Figure 1.2 shows the estimated workforce of the cement industry in the EU from 1975 to 2005 along with employment figures for the EU-25. The figures related to the years before 1991 do not include employees from the former East Germany.

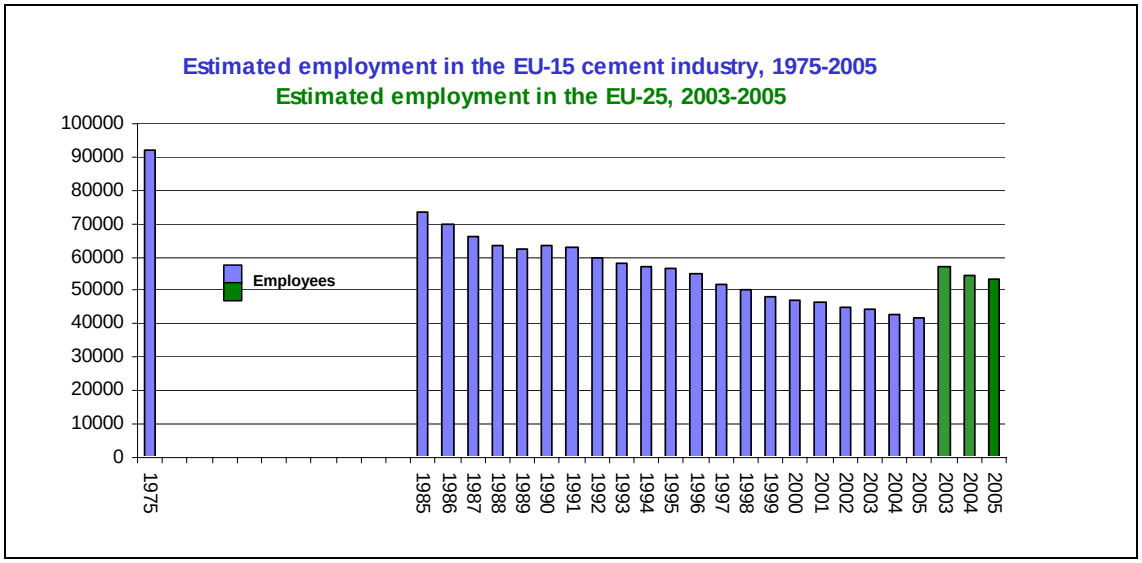

Figure 1.2: Estimated employment for the cement industry in the EU from 1975 to 2005 [72, CEMBUREAU, 2006-2008,]

In 2006, cement production in the EU-25 totalled 267.5 million tonnes and consumption 260.6 million tonnes. 38 million tonnes of cement were imported and 32 million tonnes exported. These figures include trade between EU countries.

Production and consumption of cement in the EU-25 in 2005 is shown in Figure 1.3.

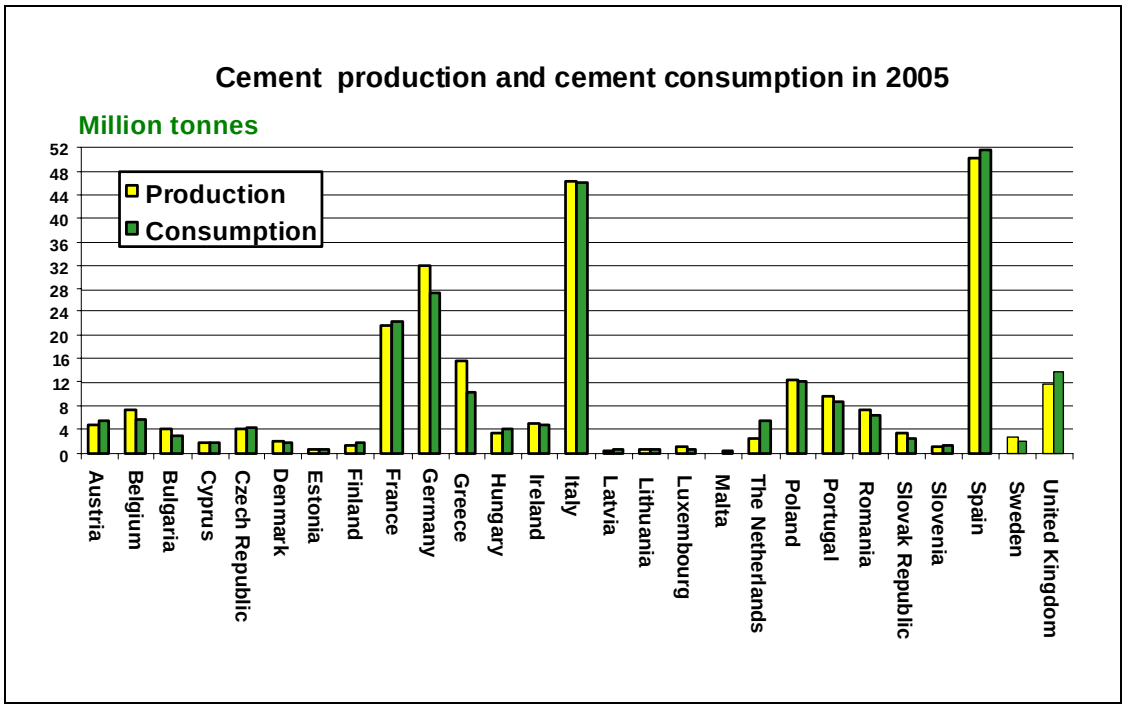

Figure 1.3: Cement production inclusive of exported clinker and cement consumption in the EU-25
[72, CEMBUREAU, 2006-2008,]

The world's five largest cement producers are Lafarge, Holcim, Cemex, HeidelbergCement and Italcementi. Apart from producing cement, these companies have also diversified into several other building material sectors such as aggregates, concrete products, plasterboard, etc.

Cement is mainly delivered by producers to their customers by road in the EU and there is a limit to the distance over which it can delivered by road under normal trading conditions due to costs of road transport and the relatively low unit selling price of cement. The maximum distance over which cement is transported by road is generally said to be between 200 and 300 km. However, where cement plants are located near water (sea, inland waterways), transport over longer distances is more common. Furthermore, having easy access to rail networks facilitates transport over longer distances in certain circumstances. Global trade does exist and in some cases it is economically viable to ship cement around the world. The presence of cement terminals (e.g. floating terminals) has contributed to the increase of imports of cement into EU markets from countries outside the EU. International competition is mainly a threat for individual plants, and within the EU increasing imports from Eastern Europe do affect local market conditions. It has been estimated that, in 2007, Greece, Italy, Portugal, Spain, southern France and the UK as a whole were regarded as areas open to imports. These areas represent 60 % of the EU's cement production in volume. Denmark, Norway and Sweden are also vulnerable. In 2005, 15.5 million tonnes were imported into the EU from countries with no carbon constraint compared to 13.5 million tonnes in 2004.

There are 268 installations producing cement clinker and finished cement in the EU-27. In addition, there are two clinker plants (kilns) without mills and 90 grinding plants (cement mills) without kilns (cement mills without kilns are not covered by this document), as shown in Table 1-2.

EU Member State		Cement plants – with kilns –	Cement plants – with cement mills only –
Belgium[1]	BE	5	4
Bulgaria	BG	5	-
Czech Republic	CZ	6	1
Denmark	DK	1	-
Germany	DE	38	20
Estonia	EE	1	-
Ireland	IE	4	-
Greece	EL	8	-
Spain	ES	37	13
France	FR	33	6
Italy	IT	59	35
Cyprus	CY	2	-
Latvia	LV	1	-
Lithuania	LT	1	-
Luxembourg[1)]	LU	1	1
Hungary	HU	4	-
Malta	MT		
Netherlands	NL	1	2
Austria	AT	9	3
Poland	PL	11	1
Portugal	PT	6	2
Romania	RO	8	1
Slovenia	SI	2	-
Slovakia	SK	6	-
Finland	FI	2	-
Sweden	SE	3	-
United Kingdom	UK	14	1
Total		268	90
[1)] Including one clinker plant			

Table 1-2: Number of cement plants in the EU-27
[72, CEMBUREAU, 2006-2008,]

There are a total of 377 kilns in the EU-27, but in 2007, not all were in operation. In recent years, typical kiln size has come to be around 3000 tonnes clinker per day, and although kilns of widely different sizes and ages exist, very few kilns have a capacity of less than 500 tonnes per day.

In 2007, about 90 % of Europe's cement production is from dry process kilns, a further 7.5 % of production is accounted for by semi-dry and semi-wet process kilns, with the remainder of European production – about 2.5 % – now coming from wet process kilns. The choice of manufacturing process is primarily motivated by the nature of the available raw materials.

The European standard (EN 197-1) for common cement, lists 27 different cement types into five groups. In addition, there is a range of special cements produced for particular applications. The European standard for cement produced in the EU-27 is shown in Table 1-4 while Table 1-3 shows the percentages of each type of cement supplied to domestic markets in 2005 in the EU-25. Furthermore, typical compositions of grey cement are shown in Table 1-5.

Type of cement	Unit	2005
CEM II Portland – composite	%	58.6
CEM I Portland	%	27.4
CEM III Blast furnace/slag	%	6.4
CEM IV Pozzolanic	%	6.0
CEM V Composite cement and other cements	%	1.6

Table 1-3: Domestic deliveries by type of cement in the EU-25
[72, CEMBUREAU, 2006-2008,]

Main types	Notation of the 27 products (types of common cement)		Composition (percentage by mass[1])										
			Main constituents										Minor additional constituents
			Clinker	Blast furnace slag	Silica fume	Pozzolana		Fly ash		Burnt shale	Limestone		
						Natural	Natural calcined	Siliceous	Calcareous				
			K	S	D[2]	P	Q	V	W	T	L[4]	LL[5]	
CEM I	Portland cement	CEM I	95 – 100	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0 – 5
CEM II	Portland – slag cement	CEM II/A-S	80 – 95	6 – 20	-	-	-	-	-	-	-	-	0 – 5
		CEM II/B-S	65 – 79	21 – 35	-	-	-	-	-	-	-	-	0 – 5
	Portland – silica fume cement	CEM II/A-D	90 – 94	-	6 – 10	-	-	-	-	-	-	-	0 – 5
	Portland – pozzolana cement	CEM II/A-P	80 – 94	-	-	6 – 20	-	-	-	-	-	-	0 – 5
		CEM II/B-P	65 – 79	-	-	21 – 35	-	-	-	-	-	-	0 – 5
		CEM II/A-Q	80 – 94	-	-	-	6 – 20	-	-	-	-	-	0 – 5
		CEM II/B-Q	65 – 79	-	-	-	21 – 35	-	-	-	-	-	0 – 5
	Portland – fly ash cement	CEM II/A-V	80 – 94	-	-	-		6 – 20	-	-	-	-	0 – 5
		CEM II/B-V	65 – 79	-	-	-	-	21 – 35	-	-	-	-	0 – 5
		CEM II/A-W	80 – 94	-	-	-	-	-	6 – 20	-	-	-	0 – 5
		CEM II/B-W	65 – 79	-	-	-	-	-	21 – 35	-	-	-	0 – 5
	Portland – burnt shale	CEM II/A-T	80 – 94	-	-	-	-	-	-	6 – 20	-	-	0 – 5
		CEM II/B-T	65 – 79	-	-	-	-	-	-	21 – 35	-	-	0 – 5
	Portland – limestone cement	CEM II/A-L	80 – 94	-	-	-	-	-	-	-	6 – 20	-	0 – 5
		CEM II/B-L	65 – 79	-	-	-	-	-	-	-	21 – 35	-	0 – 5

Main types	Notation of the 27 products (types of common cement)		Composition (percentage by mass[1])										
			Main constituents										Minor additional constituents
			Clinker	Blast furnace slag	Silica fume	Pozzolana		Fly ash		Burnt shale	Limestone		
						Natural	Natural calcined	Siliceous	Calcareous				
			K	S	D[2]	P	Q	V	W	T	L[4]	LL[5]	
		CEM II/A-LL	80 – 94	-	-	-	-	-	-	-	-	6 – 20	0 – 5
		CEM II/B-LL	65 – 79	-	-	-	-	-	-	-	-	21 – 35	0 – 5
	Portland – composite cement	CEM II/A-M	80 – 94	6 – 20									0 – 5
		CEM II/B-M	65 – 79	21 – 35									0 – 5
CEM III	Blast furnace cement	CEM III/A	35 – 64	36 – 65	-	-	-	-	-	-	-	-	0 – 5
		CEM III/B	20 – 34	66 – 80	-	-	-	-	-	-	-	-	0 – 5
		CEM III/C	5 – 19	81 – 95	-	-	-	-	-	-	-	-	0 – 5
CEM IV	Pozzolanic cement[3]	CEM IV/A	65 – 89	-	11 – 35					-	-	-	0 – 5
		CEM IV/B	45 – 64	-	36 – 55					-	-	-	0 – 5
CEM V	Composite cement[3]	CEM V/A	40 – 64	18 – 30	-	18 – 30			-	-	-	-	0 – 5
		CEM V/B	20 – 38	31 – 50	-	31 – 50			-	-	-	-	0 – 5

[1] The values in this table refer to the sum of the major and minor additional constituents.
[2] The proportion of silica fumes is limited to 10 %.
[3] In Portland - composite cements CEM II/A-M and CEM II/B-M, in pozzolanic cements CEM IV/A and CEM IV/B and in composite cements CEM V/A and CEM V/B the main constituents other than clinker shall be declared by designation of the cement
[4] Limestone up to 50 % TOC
[5] Limestone up to 20 % TOC

Table 1-4: European standard in the EU-27 for types of cement and their composition [149, CEN/EN 197-1, 2000]

	IUPAC nomencalature[1)]	CAS number	EC number	Mol. formula Hill method	Mol. weight	Typical concentration (% w/w)	Concentration range (% w/w)
Composition information – main constituents							
A	Tricalcium silicate	12168-85-3	235-336-9	3Ca O•SiO_2	228	65	40 – 80
B	Dicalcium silicate	10034-77-2	233-107-8	2CaO•SiO_2	172	15	10 – 50
C	Tricalcium aluminate	12042-78-3	234-932-6	3Ca O•Al_2O_3	270	10	0 – 15
D	Tetracalcium aluminoferrite	12068-35-8	235-094-4	4Ca O•Al_2O_3•Fe_2O_3	486	10	0 – 20
Composition information – Impurities and additives							
E[2)]	Calcium oxide	1305-78-8	215-138-9	CaO		1	0 – 3
F	Magnesium oxide	1309-48-4	215-171-9	MgO		2	0 – 5
G	Dipotassium sulphate	10233-01-9	233-558-0	K_2SO_4		1	0 – 2
H	Disodium sulphate	7757-82-6	231-820-9	Na_2SO_4		0.5	0 – 1
Number of non-specified impurities: Total concentration of non-specified impurities:				<1 w/w %			
Additives				not available			

[1)] International Union of Pure and Applied Chemistry nomenclature
[2)] Calcium oxide is found in free form as 'free lime'. CaO is also present bound in the four main phases A-B-C-D
Note: Cements containing Portland cement clinker may release, upon reaction with water, traces of soluble chromate. Measures to prevent harmful dermatological effects are described in Commission Directive 2005/53/EC of 16 September 2005 amending Council Directive 91/414/EEC to include chlorothalonil, chlorotoluron, cypermethrin, daminozide and thiophanate-methyl as active substances.

Table 1-5: Chemical composition of grey cement
[103, CEMBUREAU, 2006]

Besides grey Portland cement, other specifications of cement are also produced, such as white cement. Except for colour, this type of cement has the same properties as grey cement. For white cement production, only materials which do not have a negative effect on the colour of this special type of cement are used. Table 1-6 shows some examples of parameters corresponding to white cement of the American and European markets. The local demand for whiteness will influence these parameters. Furthermore, the great difference is shown in the Fe_2O_3 content with respect to the range of grey cement.

Characteristics		White cement
Chemical composition (%)	SiO_2	22.5 – 23.8
	Al_2O_3	2.3 – 6.2
	Fe_2O_3	0.19 – 0.4
	CaO	66.3 – 68.0
	MgO	0.48 – 1.0
	SO_3	0.65 – 2.8
	F	0.24 – 0.85
	K_2O	0.12 – 0.14
Loss on ignition (%)		0.50 – 1.7
Na_2O		0.17
Potential compound composition (%)	C_3S (3 CaO SiO_2)	69.89
	C_2S (2 CaO SiO_2)	19
	C_3A (3 CaO Al_2O_3)	8.08
	C_4AF (4 CaO Al_2O_3 Fe_2O_3)	1
Blaine fineness (m^2/kg)		464

Table 1-6: Examples of chemical compositions of white cement clinker
[103, CEMBUREAU, 2006], [118, Germany, 2007], [119, Sobolev, 2001]

The whiteness of this type of cement is one of the most important characteristics. Different specifications are used for the whiteness of this cement according to different national standards [118, Germany, 2007], [119, Sobolev, 2001].

The cement industry is an energy intensive industry with energy typically accounting for about 40 % of operational costs, i.e. excluding capital costs but including electricity costs. Traditionally, the primary solid fossil fuel used was coal. A wide range of other solid, liquid or gaseous fossil fuels are used, such as petroleum coke, lignite, natural gas and oil (heavy, medium or light fuel oil). In addition to these traditional types of fossil fuels, the cement industry has been using large quantities of waste fuels or biomass fuels, for more than 15 years.

Type of fuel	Unit	2006
Petcoke (fossil)	%	38.6
Coal (fossil)	%	18.7
Petcoke and coal (fossil)[1)]	%	15.9
Fuel oil including HVFO[2)]	%	3.1
Lignite and other solid fuels (fossil)	%	4.8
Natural gas (fossil)	%	1.0
Waste fuels	%	17.9
Excluded: IE, CY, LT, SL Estimated: IT, PT, SE [1)] Reported by the EU-23+ members [2)] HVFO = highly viscous fuel oil		

Table 1-7: Fuel consumption expressed as a percentage of heat generation by the cement industry in the EU-27
[72, CEMBUREAU, 2006-2008,], [168, TWG CLM, 2007]

The emissions from cement plants which cause greatest concern and which need to be dealt with are dust, nitrogen oxides (NO_x) and sulphur dioxide (SO_2). Other emissions to be considered are volatile organic compounds (VOCs), polychlorinated dibenzo-p-dioxins (PCDDs) and dibenzofurans (PCDFs) as well as hydrogen chloride (HCl). Also emissions of carbon oxides (CO, CO_2), hydrogen fluoride (HF), ammonia (NH_3), benzene, toluene, ethylbenzene and xylene (BTEX), polyaromatic hydrocarbons (PAH), metals and their compounds, noise and odours may be considered under special circumstances.

Conventional raw materials and fuels are replaced by suitable waste and/or biomass and are used in the cement manufacturing process.

The cement industry is also a capital intensive industry. The cost of a new cement plant is equivalent to around three years' turnover, which ranks the cement industry among the most capital intensive industries. The profitability of the cement industry is around 10 % as a proportion of turnover (on the basis of pre-tax profits before interest repayments).

1.2 Applied processes and techniques in cement manufacturing

The basic chemistry of the cement manufacturing process begins with the decomposition of calcium carbonate ($CaCO_3$) at about 900 °C to leave calcium oxide (CaO, lime) and liberated gaseous carbon dioxide (CO_2); this process is known as calcination. This is followed by the clinkering process in which the calcium oxide reacts at a high temperature (typically 1400 - 1500 °C) with silica, alumina, and ferrous oxide to form the silicates, aluminates, and ferrites of calcium which comprise the clinker. The clinker is then ground or milled together with gypsum and other additives to produce cement.

There are four main process routes for the manufacture of cement – the dry, semi-dry, semi-wet and wet processes:

- in the dry process, the raw materials are ground and dried to raw meal in the form of a flowable powder. The dry raw meal is fed to the preheater or precalciner kiln or, more rarely, to a long dry kiln
- in the semi-dry process, dry raw meal is pelletised with water and fed into a grate preheater before the kiln or to a long kiln equipped with crosses
- in the semi-wet process, the slurry is first dewatered in filter presses. The filter cake is extruded into pellets and fed either to a grate preheater or directly to a filter cake dryer for raw meal production
- in the wet process, the raw materials (often with a high moisture content) are ground in water to form pumpable slurry. The slurry is either fed directly into the kiln or first to a slurry dryer.

The choice of process is, to a large extent, determined by the state of the raw materials (dry or wet). A large part of world clinker production is still based on wet processes. However, in Europe, more than 90 % of production is based on dry processes thanks to the availability of dry raw materials. Wet processes are more energy consuming, and thus more expensive. Plants using semi-dry processes are likely to change to dry techniques whenever expansion or major improvement is required. Plants using wet or semi-wet processes normally only have access to moist raw materials, as is the situation in Denmark and Belgium, and to some extent in the UK.

All processes have the following sub-processes in common:

- raw materials – storage and preparation
- fuels – storage and preparation
- use of wastes as raw materials and/or fuels, quality requirements, control and preparation
- the kiln systems, kiln firing processes and emissions reduction techniques
- products – storage and preparation
- packaging and dispatch.

The process of manufacturing white cement is similar to grey Portland cement production. The process includes the selection of raw materials, storage and preparation, fuel storage and preparation, firing of clinker in a kiln system, whitening/cooling, and grinding under precisely controlled conditions through the stages of the process in order to avoid contamination and undesired changes of the product. However, the combination of cooling and whitening is the main technological difference. These steps are used and needed in order to improve the whiteness of this special type of cement and to provide a uniform colour.

A typical process flow diagram from a cement plant is shown in Figure 1.4.

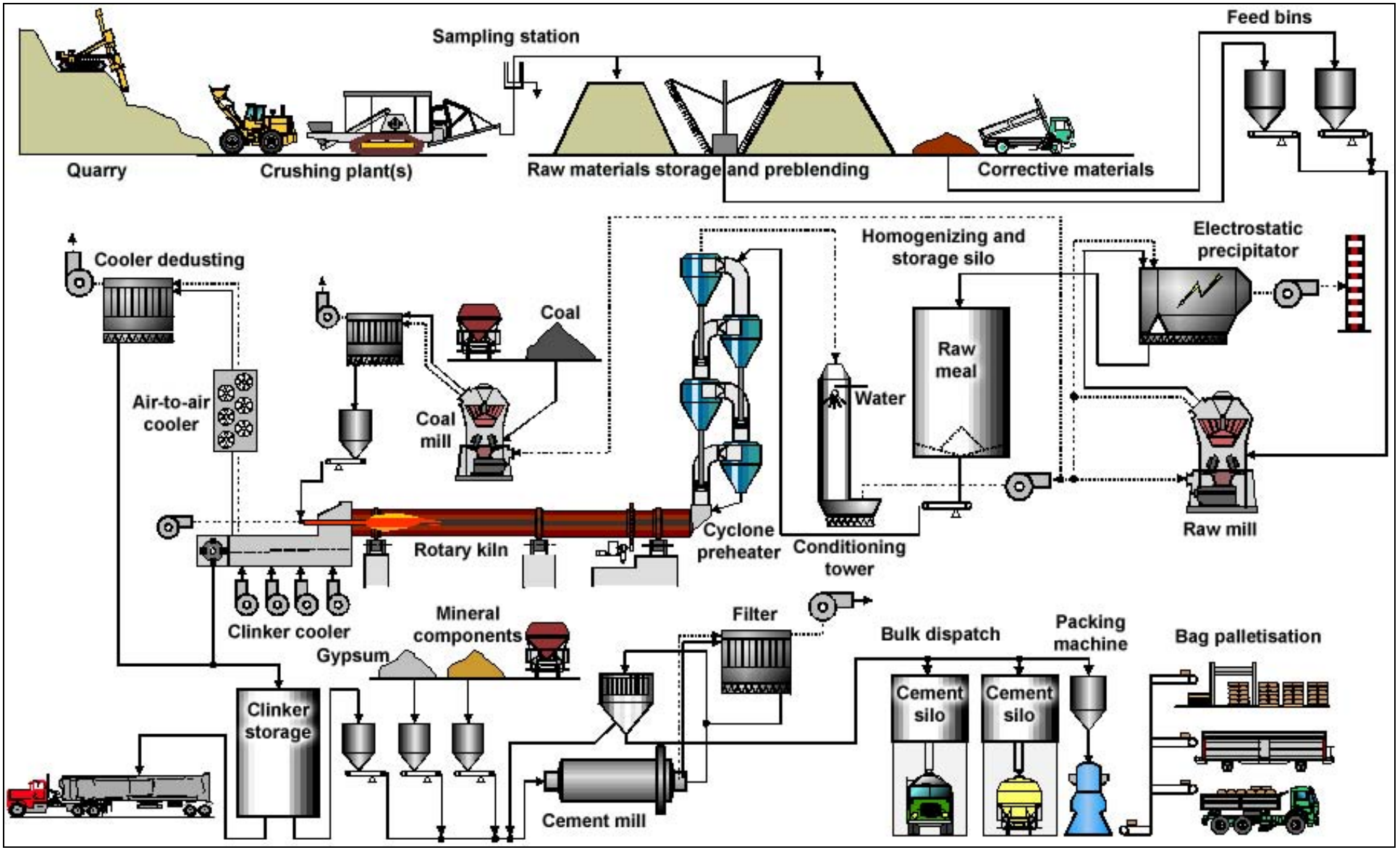

Figure 1.4: General overview of a cement manufacturing process
[103, CEMBUREAU, 2006]

1.2.1 Raw materials and their winning

Naturally occurring calcareous deposits, such as limestone, marl or chalk, provide the source for calcium carbonate. Silica, iron oxide and alumina are found in various ores and minerals, such as sand, shale, clay and iron ore.

Winning of nearly all of the natural raw materials involves mining and quarrying operations. The materials are most often obtained from open surface quarries. The operations necessary include rock drilling, blasting, excavation, hauling and crushing. Useful information regarding mining/quarrying can be found in the Reference Document on Best Available Techniques for Management of Tailings and Waste-Rock in Mining Activities [47, European Commission, 2004].

The main raw materials, like limestone, chalk, marl and shale or clay, are extracted from quarries. In most cases, the quarry is close to the plant. After primary crushing, the raw materials are transported to the cement plant for storage and further preparation. Other raw materials, such as bauxite, iron ore, blast furnace slag or foundry sand, are brought in from elsewhere.

Raw materials have to show and meet characteristics, chemical elements and components which are necessary for the clinker burning process and they may affect the production process and clinker quality. Table 1-8 shows example ranges from chemical analyses and characteristics of raw materials and cement raw meals for the production of cement clinker. Apart from the main components, these raw materials also contain a number of metals that are listed in Table 1-9.

Components	Limestone, lime marl, chalk	Clay	Sand	PFA[2)]	Fe source	Raw meal
	(mass %)					
SiO_2	0.5 – 50	33 – 78	80 – 99	40 – 60	0.5 – 30	12 – 16
Al_2O_3	0.1 – 20	7 – 30	0.5 – 7	20 – 30	0.2 – 4	2 – 5
Fe_2O_3	0.2 – 5.9	4.0 – 15	0.0 – 4	5 – 15	50 – 93	1.5 – 2.5
Mn_2O_3	0.02 – 0.15	0.090	0.051	0.127	0.1 – 4	0.0 – 0.5
Fe_2O_3 and Mn_2O_3	0.1 – 10	2 – 15	0.5 – 2		19 – 95	$\leq$2
CaO	20 – 55	0.2 – 25	0.1 – 3	2 – 10	0.1 – 34	40 – 45
MgO	0.2 – 6	0.3 – 5	0.3 – 0.5	1.0 – 3	0.5 – 7	0.3 – 5
K_2O	0 – 3.5	0.4 – 5	0.2 – 3	1 – 5	0.1 – 1	0.1– 1.5
Na_2O	0.0 – 1.5	0.1 – 1.5	0.0 – 1	0.2 – 1.5	0.1 – 1	0.1 – 0.5
SO_3[1)]	0.0 – 0.7	0.0 – 4	0.0 – 0.5	0.0 – 1	0 – 3	0 – 1.5
Cl	0.0 – 0.6	0.0 – 1	Traces		0.0 – 0.5	0.0 – 0.3
TiO_2	0.0 – 0.7	0.2 – 1.8	0.0 – 0.5	0.5 – 1.5	0.0 – 3	0.0 – 0.5
P_2O_5	0.0 – 0.8	0.0 – 1.0	0.0 – 0.1	0.5 – 1.5	0.0 – 1	0.0 – 0.8
ZrO_2		0.02				
$CaCO_3$	96					
Loss on ignition (CO_2 + H_2O), LOI 950[3)]	2 – 44	1 – 20	$\leq$5	6.74	0.1 – 30	32 – 36

[1)] Total content of sulphur, expressed as SO_2
[2)] Pulverised fly ash
[3)] LOI 950 = loss on ignition

Table 1-8: Chemical analyses of raw materials and cement raw meal for the production of cement clinker

[60, VDI 2094 Germany, 2003], [81, Castle Cement UK, 2006], [90, Hungary, 2006], [103, CEMBUREAU, 2006]

Elements		Clay and argillite	Limestone, marl and chalk	Raw meal
		mg/kg DS[1)]		
Antimony	Sb	No data available	1 – 3	<3
Arsenic	As	13 – 23	0.2 – 20	1 – 20
Beryllium	Be	2 – 4	0.05 – 2	0.1 – 2.5
Lead	Pb	10 – 40	0.3 – 21	4 – 25
Cadmium	Cd	0.02 – 0.3	0.04 – 0.7	004 – 1
Chromium	Cr	20 – 109	1.2 – 21	10 – 40
Cobalt	Co	10 – 20	0.5 – 5	3 – 10
Copper	Cu	No data available	3 – 12	6 – 60
Manganese	Mn	No data available	≤250	100 – 360
Nickel	Ni	11 – 70	1.5 – 21	10 – 35
Mercury	Hg	0.02 – 0.15	<0.01 – 0.13	0.01 – 0.5
Selenium	Se	No data available	1 – 10	<10
Tellurium	Te	No data available	<4	<4
Thallium	Tl	0.7 – 1.6	0.05 – 1.6	0.11 – 3
Vanadium	V	98 – 170	4 – 80	20 – 102
Tin	Sn	No data available	<1 – 5	<10
Zinc	Zn	59 – 115	10 – 40	20 – 47
[1)] DS: dry substance				

Table 1-9: Metals in raw materials and raw meal
[60, VDI 2094 Germany, 2003]

Waste also can replace conventional raw materials. Regarding the use of wastes as raw material see Section 1.2.4.2.

For white cement production, the availability of highly pure raw material, such as purity of Si, Ca and Al sources, is essential. Raw materials, e.g. highly pure limestone, types of white clays, kaolin, quartz sand, feldspar, diatomaceous earth, are selected with low contents of metals such as iron and manganese. The metal oxides influence the whiteness of the product and are one of the determining factors. For the production of high-grade white cement, the chemical composition of the raw materials is essential and examples are shown in Table 1-10. However, the proportions of these components also need to meet the requirements of the firing process. To improve the burnability, sometimes mineralisers are used. Mineralisers known and used are fluxing agents, such as fluorides (generally CaF_2) [119, Sobolev, 2001], [120, Spain, 2007].

Raw materials	Chemical components in the raw materials (%)						
	Fe_2O_3	MgO	SiO_2	TiO_2	Al_2O_3	Cr_2O_3	Mn_2O_3
Limestone	<0.15	<0.015					
Clay	≤1.0	Traces	65 – 80	<0.8			
Kaolin (suitable)	0.4 – 1.0	0	70 – 73	0 – 0.80	18 – 20		
Quartz sand (pure)	≤0.2		<96				
Others[1)]	<0.5	<3.0		<0.2		<30 ppm	<0.05
[1)] Italy							

Table 1-10: Examples of chemical compositions of raw materials for white cement clinker production
[119, Sobolev, 2001], [120, Spain, 2007], [138, Italy, 2007]

1.2.2 Raw materials – storage and preparation

Preparation of the raw materials is of great importance to the subsequent kiln system both in getting the chemistry of the raw feed right and in ensuring that the feed is sufficiently fine.

1.2.2.1 Storage of raw materials

The need to use covered storage depends on climatic conditions and the amount of fines in the raw material leaving the crushing plant. In the case of a 3000 tonnes/day plant these buildings may hold between 20000 and 40000 tonnes of material. An example of covered raw material storage is shown in Figure 1.5.

Figure 1.5: Example of covered raw material storage
[81, Castle Cement UK, 2006]

The raw material fed to a kiln system needs to be as chemically homogeneous as practicable. This is achieved by controlling the feed into the raw grinding plant. When the material from the quarry varies in quality, initial preblending can be achieved by stacking the material in rows or layers along the length (or around the circumference) of the store and extracting it by taking cross-sections across the pile. When the material from the quarry is fairly homogeneous, simpler stacking and reclaiming systems can be used.

Raw materials used in relatively small quantities, mineral additions for example, may alternatively be stored in silos or bunkers. Any raw materials with potentially harmful properties to public health and to the environment must be stored and prepared according to individual specific requirements.

1.2.2.2 Grinding of raw materials

Accurate metering and proportioning of the mill feed components by weight is important for achieving a consistent chemical composition. This is essential for steady kiln operation and a high quality product. Metering and proportioning are also important factors in the energy efficiency of the grinding system. The predominant metering and proportioning equipment for raw material feed to mills is the apron feeder followed by the belt weigh feeder.

For white cement production, care has to be maintained during milling operations in order to prevent introduction of different pieces or small quantities of metals providing colour. Furthermore, the selection of grinding media and mill liners is important in order to avoid contamination of the raw mix with iron. Special steels or ceramic materials are used for the essential parts of the equipment. To improve the whiteness, humidity control of the raw mix is used and the grinding time is reduced by using any accelerating/surface active admixtures, which, however,

could be different from commercially available grinding aids [120, Spain, 2007]. In some cases, granulating equipment is recommended for the final stage of the raw mix preparation process, especially when using a fluidised bed kiln for firing [119, Sobolev, 2001].

1.2.2.2.1 Grinding of raw materials – dry and semi-dry kiln systems

The raw materials, in controlled proportions, are ground and mixed together to form a homogeneous blend with the required chemical composition. For dry and semi-dry kiln systems, the raw material components are ground and dried to a fine powder, making use mainly of the kiln exhaust gases and/or cooler exhaust air. For raw materials with a relatively high moisture content, and for start-up procedures, an auxiliary furnace may be needed to provide additional heat.

Typical dry grinding systems used are:

- tube mill, centre discharge
- tube mill, airswept
- vertical roller mill
- horizontal roller mill (only a few installations in operation).

Other grinding systems are used to a lesser extent. These are:

- tube mill, end discharge in closed circuit
- autogenous mill
- roller press, with or without crushers (dryers).

The fineness and particle size distribution of the product leaving a raw grinding system is of great importance for the subsequent burning process. The target given for these parameters is achieved by adjusting the separator used for classifying the product leaving the grinding mill. For dry classification, air separators are used. The newest generation, rotor cage type separators, have several advantages. These are:

- lower specific energy consumption of the grinding system (less over-grinding)
- increased system throughput (efficiency of particle separation)
- more favourable particle size distribution and product uniformity.

1.2.2.2.2 Grinding of raw materials – wet or semi-wet kiln systems

Wet grinding is only used in combination with wet or semi-wet kiln systems. The raw material components are ground with added water to form a slurry. To achieve the slurry fineness required and in order to comply with modern quality demands, closed circuit milling systems are the main option.

The wet process is normally preferred whenever the raw material has a moisture content of more than 20 % by weight. Raw materials such as chalk, marl or clay, which are sticky and have an inherently high moisture content, are soft and as a first stage of preparation they may be ground in a wash mill. Water and crushed material are fed to the wash mill and broken down into slurry by shearing and impact forces imparted by the rotating harrows. When sufficiently fine, the material passes through screens in the wall of the wash mill and is pumped to storage. To achieve the required slurry fineness, further grinding in a tube mill is usually required, especially if an additional raw material such as sand is to be added.

To reduce kiln fuel consumption, water addition during raw material grinding is controlled so that the amount used is the minimum necessary to achieve the required slurry flow and pumpability characteristics (32 to 40 % w/w water). Chemical additives may act as slurry thinners permitting the water content to be reduced.

1.2.2.2.3 Raw meal or slurry homogenisation and storage

Raw meal or slurry leaving the raw grinding process requires further blending/homogenisation to achieve optimum consistency of the raw mix prior to being fed to any type of kiln system. The raw meal is homogenised and stored in silos, the raw slurry in either tanks or silos.

For raw meal transport to storage silos, pneumatic and mechanical systems are used. Mechanical conveyors normally require a higher investment cost but have much lower operating costs than pneumatic conveying systems. A combination of air-slide or screw/chain conveyors with a belt bucket elevator is the most commonly used conveying system.

1.2.3 Fuels – storage and preparation

Various fuels (conventional and waste) can be used to provide the heat and the energy required for the process. Different types of conventional fuels are mainly used in cement kiln firing; such as:

- solid fuels, e.g. coal as well as petcoke and lignite, and in some cases oil shale
- liquid fuels, e.g. fuel oil including highly viscous fuel oil (HVFO)
- gaseous fuels, e.g. natural gas.

The main ash constituents of these fuels are silica and alumina compounds. Furthermore, ashes may also contain traces of metals. These combine with the raw materials to become part of the clinker. This needs to be allowed for in calculating the raw material proportion and so it is desirable to use fuel with a consistent, though not necessarily low, ash content. Examples of chemical analyses of metals in coal used in Germany are shown in Table 1-11.

Elements		Hard coal/brown coal mg/kg DS[1)]
Antimony	Sb	0.4 – 2
Arsenic	As	1 – 50
Beryllium	Be	<0.1 – 3.3
Lead	Pb	1.5 – 273
Cadmium	Cd	<0.1 – 10
Chromium	Cr	1.5 – 81
Cobalt	Co	<1 – 40
Copper	Cu	1 – 100
Manganese	Mn	82 – 250
Nickel	Ni	<1 – 100
Mercury	Hg	0.1 – 3.3
Selenium	Se	0.6 – 2
Tellurium	Te	0.2 – 1
Thallium	Tl	0.1 – 5.5
Vanadium	V	1 – 200
Tin	Sn	0.8 – 2.3
Zinc	Zn	6 – 220
[1)] DS: dry substance		

Table 1-11: Chemical analyses of metals in coal [60, VDI 2094 Germany, 2003]

The main fossil fuels used in the European cement industry are petcoke and coal. Costs normally preclude the use of natural gas or oil, but the selection of fuels depends on the local situation (such as the availability of domestic coal). However, the high temperatures and long residence times in the kiln system implies considerable potential for the destruction of organic substances (see Section 1.2.4.1). This makes a wide variety of less expensive fuel options possible, in particular different types of wastes. The use of wastes has been increasing over the last few years (see Section 1.2.4).

In order to keep heat losses to a minimum, cement kilns are operated at the lowest reasonable excess oxygen levels. This requires highly uniform and reliable fuel metering and fuel presentation in a form allowing easy and complete combustion. These conditions are fulfilled by all liquid and gaseous fuels. For pulverised solid fuels, good design of hoppers, conveyors and feeders is essential to meet these conditions. The main fuel input (65 – 85 %) usually consists of easily combustible fuel, whereas the remaining 15 – 35 % may be fed in coarsely crushed or lump form.

For white cement production, fuel selection has to be made very carefully in order to avoid elements in the fuel ash that could be incorporated in the clinker and could therefore alter the desired colour of the white cement. In 2007, selected waste fuels were used on a limited scale for white cement production.

1.2.3.1 Storage of conventional fuels

Raw coal and petcoke are stored similarly to raw materials; thus, in many cases, in covered stores. Outside storage in large, compacted stockpiles is used for long term stocks. Such stockpiles may be seeded with grass to prevent rainwater and wind erosion. Drainage to the ground from outside storage has shown to be a problem. However, sealed concrete floors under the stockpiles make it possible to collect and clean the water that drains off. Normal good practice in terms of compaction and stockpile height needs to be observed when storing coal with a relatively high volatile matter content in order to avoid the risk of spontaneous ignition when stored for long periods.

Pulverised coal and petcoke are stored exclusively in silos. For safety reasons (i.e. the danger of explosions being triggered by smouldering fires and static electricity spark-overs), these silos have to be of the mass flow extraction type and have to be equipped with standard safety devices.

Fuel oil is stored in vertical steel tanks. These are sometimes insulated to help keep the oil at a pumpable temperature (50 to 60 °C). They may also be equipped with heatable suction points to maintain the oil at the correct temperature locally.

Natural gas is not stored at the cement plant. The international high pressure gas distribution network acts as a gas storage facility.

1.2.3.2 Preparation of conventional fuels

Solid conventional fuel preparation (crushing, grinding and drying) is usually carried out on site. Coal and petcoke are pulverised to about raw meal fineness in grinding plants using equipment similar to the raw material grinding plants. The fineness of the pulverised fuel is important – too fine and flame temperatures can be excessively high, too coarse and poor combustion can occur. Low volatility or low volatiles contents of the solid fuel will need finer grinding. If sufficient hot air for drying is not available from the kiln or from the cooler, an auxiliary furnace may be needed. Special features have to be incorporated to protect the equipment from fires and explosions.

Three main types of coal milling and grinding systems are used:

- tube mill, airswept
- vertical roller or ring-ball mill
- impact mill.

Ground solid fuel may be fired directly into the kiln, but in modern installations it is usually stored in silos to allow the use of more thermally efficient burners (indirect firing) using low primary air.

Solid fuel grinding, storage and firing systems have to be designed and operated so as to avoid the risk of explosion or fire. The primary requirements are to control air temperatures properly, and to avoid the accumulation of fine material in dead spots exposed to heat.

Fuel oil preparation: In order to facilitate metering and combustion, the fuel oil is brought to 120 – 140 °C, resulting in a viscosity reduction to 10 – 20 cSt. Additionally, the pressure is increased to 20 – 40 bar.

Natural gas preparation: Prior to combustion the gas pressure has to be brought from the pipeline pressure of 30 – 80 bar down to the plant's network pressure of 3 – 10 bar and then reduced again to the burner's supply pressure of around 1 bar (overpressure). The first pressure reduction step is accomplished in the gas transfer station where consumption metering also takes place. To avoid freezing of the equipment as a result of the Joule-Thompson effect, the natural gas is preheated before passing through the pressure reduction valve.

Alternatively, the pressure reduction can be accomplished by passing the gas through a gas expansion turbine connected to a power generator. Thus, some of the energy required for gas compression can be recovered.

1.2.4 Use of waste

The European cement industry recovers a substantial amount of waste-derived fuels, which replace fossil fuels up to a level of more than 80 % in some plants. This enables the cement industry to contribute further to the reduction of greenhouse gas emissions and to the use of fewer natural resources.

The ban on the landfilling of unprocessed waste in some EU Member States has led to an increasing number of mechanical and mechanical biological waste treatment plants being put into operation. As a consequence, the utilisation of pretreated waste fractions is an issue of growing concern. After suitable treatment, individual waste fractions can meet the requirements for environmentally compatible re-use in cement plants. The cement industry of the EU-27 has been involved in the recovery of selected waste streams in cement plants for many years. This industry, traditionally a substantial user of non-renewable natural resources, minerals and fossil fuels, is committed to using waste for the conservation of these resources without, at the same time, producing final wastes [103, CEMBUREAU, 2006], [168, TWG CLM, 2007].

Since waste treatment is not covered in this document, useful information regarding waste treatment can be found in the Reference Document on the Best Available Techniques for the Waste Treatments Industries [48, European Commission, 2005]. Furthermore, the requirements of existing European and national regulations have to be considered, e.g. when co-incinerating waste, the requirements of the Waste Incineration Directive (WID) have to be met [59, European Commission, 2000].

1.2.4.1 General aspects

Different types of waste materials can replace primary raw materials and/or fossil fuels in cement manufacturing and will contribute to saving natural resources. Basically, characteristics of the clinker burning process itself allow environmental beneficial waste-to-energy and material recycling applications. The essential process characteristics for the use of waste can be summarised as follows:

- maximum temperatures of approx. 2000 °C (main firing system, flame temperature) in rotary kilns
- gas retention times of about 8 seconds at temperatures above 1200 °C in rotary kilns
- material temperatures of about 1450 °C in the sintering zone of the rotary kiln
- oxidising gas atmosphere in the rotary kiln
- gas retention time in the secondary firing system of more than 2 seconds at temperatures of above 850 °C; in the precalciner, the retention times are correspondingly longer and temperatures are higher
- solids temperatures of 850 °C in the secondary firing system and/or the calciner
- uniform burnout conditions for load fluctuations due to the high temperatures at sufficiently long retention times
- destruction of organic pollutants due to the high temperatures at sufficiently long retention times
- sorption of gaseous components like HF, HCl, SO_2 on alkaline reactants
- high retention capacity for particle-bound heavy metals
- short retention times of exhaust gases in the temperature range known to lead to 'de-novo-synthesis' of PCDD/F
- complete utilisation of fuel ashes as clinker components and hence, simultaneous material recycling (e.g. also as a component of the raw material) and energy recovery
- product specific wastes are not generated due to a complete material utilisation into the clinker matrix; however, some cement plants in Europe dispose of bypass dust
- chemical-mineralogical incorporation of non-volatile heavy metals into the clinker matrix [60, VDI 2094 Germany, 2003], [76, Germany, 2006], [168, TWG CLM, 2007].

Investigations show that in rotary kilns hazardous substances are better absorbed by material and clinker than in other types of kilns, e.g. shaft kilns [75, Estonia, 2006], [76, Germany, 2006].

A wide range of different types of wastes are used as raw materials and/or as fuels. Before considering the use of waste materials, different basic principles have to be considered, such as appropriate selection of waste materials and an extensive analysing procedure of wastes and pretreatment. Treatment of these wastes has to be carried out in order to keep quality standards of the clinker, because the fuel ashes are fully captured in the clinker. The decision on what type of waste can finally be used in a certain plant cannot be answered uniformly.

Considerations and decisions have to be based on the clinker production process and the operation conditions, the raw materials and fuel compositions, the feeding points, the flue-gas cleaning technique used, the given waste management problems and the requirements of existing European and national regulations, e.g. the Waste Incineration Directive (WID) [59, European Commission, 2000].

As a basic rule, wastes accepted as fuels and/or raw materials must give the following added value to the cement kiln:

- calorific value from waste material
- material value from waste material.

Furthermore, volumes and categories of wastes have to be considered as well as physical and chemical compositions, characteristics and pollutants. Waste-derived fuels used by the cement industry are derived exclusively from selected waste streams, which usually require a pretreatment, e.g. shredding, blending, grinding and homogenisation, and an appropriate quality assurance. Preparation of waste materials is usually carried out at waste treatment plants.

Feed points for inserting waste into the kiln

Wastes used as raw materials are typically fed to the kiln system in the same way as conventional raw materials, e.g. via the normal raw meal supply.

As described in Section 1.2.5.1, different feed points can be used to insert fuels into the cement kiln. These feed points can also be used for feeding wastes as fuels and/or raw materials into the cement production process. It has to be noted that the way the fuels are fed into the kiln is very important because this can have an effect on the emissions. Of these feed points, there is, in general, only one way in which the flue-gases from fuels pass the highest temperature zone of the kiln, namely by feeding them through the main burner. Related to other feed points, temperature and residence time depends on kiln design and kiln operation, as described above.

Wastes, which are fed through the main burner, will be decomposed in the primary burning zone, at high temperatures of up to 2000 ºC. Multi-channel burners are designed for the use of different types of fuels including waste fuels. Wastes fed to a secondary burner, preheater or precalciner will be burned at lower temperatures, which is not always enough to decompose halogenated organic substances. Volatile components in material that is fed at the upper end of the kiln or as lump fuel can evaporate. These components do not pass the primary burning zone and may not be decomposed or bound in the cement clinker. Therefore, the use of waste containing volatile metals (mercury, cadmium, thallium) or volatile organic compounds can result in an increase of the emissions of mercury, cadmium, thallium or organic emissions (e.g. VOCs) when improperly used. Consideration should be given to these waste materials containing components that can be volatilised at lower temperatures before the calcining zone (e.g. hydrocarbons, solvents, waste oils). They have to be fed into the adequately high temperature zones of the kiln system.

Energy efficiency by using waste

The cement industry has achieved an improvement in energy efficiency regarding fuels used in the cement manufacturing processes and will continue to develop alternative means for improvements. However, the calorific values of the waste fuels which are used in the process are very important quality requirements necessary to receive an improvement in energy efficiency and a positive input to the thermal process that supports calcination [76, Germany, 2006], [89, ERFO, 2005], [103, CEMBUREAU, 2006].

Impacts by using wastes

Information about impacts on the emissions behaviour by using waste materials can be found in Section 1.3.4.13 and information about impacts on product quality can be found in Section 1.3.4.14 of this document.

The monitoring of parameters and emissions for using wastes as fuels and/or raw materials can be found in Section 1.3.9. Furthermore, plant specific data for, e.g. using wastes, can be found in Section 4.2.2 of this document.

1.2.4.2 Use of wastes as raw materials

The chemical suitability of wastes used as raw materials is important and they have to provide the constituents required for the production of clinker. Primary desired chemical elements are lime, silica, alumina and iron as well as sulphur, alkalis and others which can be classified into different groups according to their chemical composition. The use of wastes as raw materials as in the clinker burning process involves the substitution of sulphur and the oxides contained in the wastes used as raw materials. These include calcium oxide (CaO), silica (SiO_2), alumina (Al_2O_3) or iron oxide (Fe_2O_3) for the respective raw material constituents. Power station ash (fly ash), blast furnace slag, and other process residues can be used as partial replacements for the natural raw materials. Table 1-12 shows the types of wastes most frequently used as raw materials in the production of cement in Europe in 2006.

Fly ash	Blast furnace slag	Silica fume
Iron slag	Paper sludge	Pyrite ash
Spent foundry sand	Soil containing oil	
Artificial gypsum (from flue-gas desulphurisation and phosphoric acid production)		

Table 1-12: Types of waste frequently used as raw materials in the European cement industry [8, CEMBUREAU, 2001], [91, CEMBUREAU, 2006]

Other waste materials are supplied as so-called 'inter-ground' additions to the grinding plants. Fly ash can be used both as raw material in the production of clinker (mainly for its content of alumina) and as an inter-ground addition for cement. Fly ash can replace up to 50 % of the Portland cement clinker; however, it may contain mercury. Furthermore, suitable industrial gypsum lends itself for use as a sulphate component. An overview of wastes used as raw materials classified into different groups according to their chemical composition is shown in Table 1-13.

Raw material group	Examples of wastes used as raw materials
Ca group	Industrial lime (waste limestone) Lime slurries Carbide sludge Sludge from drinking water treatment
Si group	Spent foundry sand Sand
Fe group	Blast furnace and converter slag Pyrite ash Synthetic hematite Red mud
Al group	Industrial sludge
Si-Al-Ca group	Fly ash Slags Crusher fines Soil
S group	Industrial gypsum
F group	CaF_2 Filter sludge

Table 1-13: Example list of wastes used as raw materials classified to their chemical composition and used in cement kilns in the EU-25 [76, Germany, 2006], [91, CEMBUREAU, 2006], [103, CEMBUREAU, 2006]

Like ash from conventional fuels, the ash from waste fuels provides mineral components for the cement clinker. The ternary diagram in Figure 1.6 shows the composition of different fuel ash and wastes used as raw materials, for which the contents of the main components CaO, SiO_2, Fe_2O_3 and Al_2O_3 are represented. As shown, the clinker has a defined composition which is crucial to the characteristic hydraulic properties of the cement. This means that all raw materials

and fuel ash must be carefully matched in terms of mineral composition and feed rate to obtain the desired clinker composition.

The wastes used as raw materials enter the clinker burning process or the calciner via the raw meal path or via the kiln inlet and/or the calciner. During the preheating phase in the preheater, organic components may be released from the kiln feed, because of lower temperatures, which are not always enough to decompose halogenated organic substances. When processing these waste raw materials, these must be checked for potential emissions of volatile organic constituents and the feed point selected accordingly, e.g. kiln burner.

Spent foundry sand with a high volatile content, for example, should be fed to the kiln inlet. The residual organic binder used in chemically bonded sand cast systems can be decomposed in the preheater. However, a short residence time of the material in the low temperature phase of the preheater ensures that volatiles are not emitted. Pretreatment of spent foundry sand, such as the separation of dust, can reduce the content of heavy metals. By using industrial gypsum and fly ash, the feeding of gypsum takes place in the grinding plant. The recoverable calorific value of carbon rich ash, i.e. up to 20 % of carbon is possible, can be used in the cement clinker process [76, Germany, 2006], [91, CEMBUREAU, 2006], [168, TWG CLM, 2007].

Requirements to consider in the selection and use of waste as raw material:

- the waste consists primarily of the clinker components
- low volatile heavy metal concentration, i.e. mercury, thallium and other types of metals have to be taken into account
- regular monitoring of inputs, e.g. used waste materials by sampling and analysis.

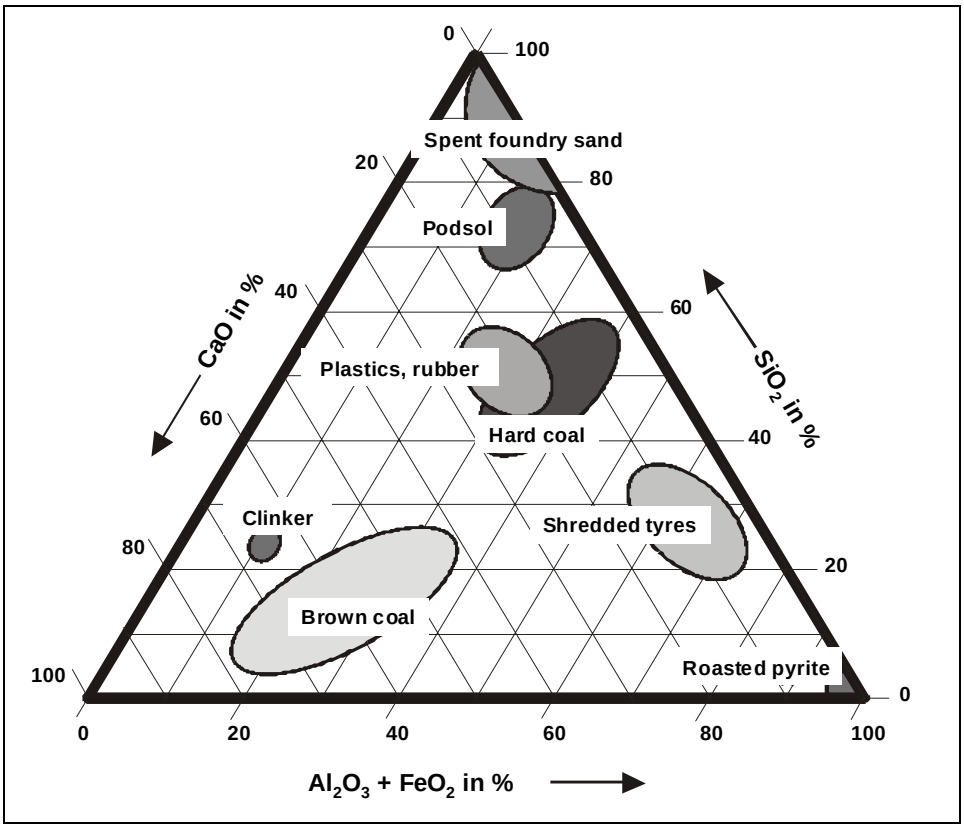

Figure 1.6: Ternary CaO, SiO_2 and Al_2O_3+Fe_2O_3 diagram for cement clinker and the ash constituents of different raw materials and fuels
[76, Germany, 2006]

1.2.4.3 Use of wastes as fuels

Conventional fuels, such as fossil fuels, can be replaced by waste fuels, i.e. waste fuels derived from pretreated and sorted waste fractions including solid and liquid recovered fuels, and/or biomass. A wide range of different types of wastes are used as fuels including the remaining ashes. Waste materials can be solid, liquid or pasty and are defined by their origin, e.g. industrial, agricultural and municipal sources. Consumption of waste fuels is described in Section 1.3.3.3 and impacts on the emissions behaviour are described in Section 1.3.4.13.

1.2.4.3.1 Types of waste fuels

The clinker burning process offers good conditions for using different types of waste materials replacing parts of conventional fuels (see Section 1.2.4.1). As listed in Table 1-14, different types of wastes are used as fuels in European cement kilns which are categorised as hazardous and non-hazardous wastes. As these calorific waste materials can replace primary fuel in cement kilns, a consistent waste quality is essential (e.g. adequate calorific value, metal, halogen (e.g. chlorine) and ash content, the waste has to be suitable for the burners). There is a constant increase in the use of waste fuels in clinker production; however, the increase in the use of non-hazardous waste is more significant than in the use of hazardous waste [74, CEMBUREAU, 2006], [75, Estonia, 2006], [76, Germany, 2006], [92, Austria, 2006].

Table 1-14 presents a list of the use of waste fuels clustered into 14 groups. These groups span several EWC listings and a full list of the whole grouping structure along with waste categories and waste descriptions can be found in Table 4-1 of Section 4.2.1. Furthermore, examples of calorific values of several types of wastes can be found in Table 1-20 of Section 1.3.3.3 [74, CEMBUREAU, 2006], [98, European Commission, 2000], [103, CEMBUREAU, 2006], [168, TWG CLM, 2007].

Group Nr.[1)]	Types of waste fuels (hazardous and non-hazardous)
1	Wood, paper, cardboard
2	Textiles
3	Plastics
4	Processed fractions (e.g. RDF)
5	Rubber/tyres
6	Industrial sludge
7	Municipal sewage sludge
8	Animal meal, fats
9	Coal/carbon waste
10	Agricultural waste
11	Solid waste (impregnated sawdust)
12	Solvents and related waste
13	Oil and oily waste
14	Others
[1)] Each grouping spans several EWC listings, see Table 4-1 in Section 4.2.1	

Table 1-14: Different types of wastes used as fuels in EU-27 cement kilns in 2003 and 2004 [74, CEMBUREAU, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

1.2.4.3.1.1 Solid waste fuels

Not every combustible solid waste is suitable as fuel in the clinker burning process. Solid waste can be a homogenous or an inhomogeneous mixture of very diverse origins and components, such as:

- combustible fractions, e.g. paper, cardboard, plastics, rubber, and wood residues
- varying amounts of inert materials containing organic fractions, e.g. sand, stone, ceramics, ferrous/non-ferrous metals and organic wet materials
- hazardous fractions, e.g. tar, resins, impregnated sawdust, or non-hazardous materials.

Waste, like mixed municipal waste, mixed commercial waste or mixed construction, demolition waste and some solid hazardous waste has to be pretreated in waste management facilities before being used as fuels. The extent of the waste treatment operation, such as sorting, crushing, and pelletising, depends on the waste fuel application.

Solid fuel preparation techniques vary considerably depending on the source and type of the waste, and on the requirements of the cement industry. One important requirement results from the used transfer and firing system to convey waste fuel into a kiln:

- the main firing system (at the kiln head/outlet, injection of waste fuels via lances): highly abrasive wastes such as dried sludge and unusual particle shapes and sizes can produce operational problems. When pneumatic transfer systems are used to convey solid waste fuel in the kiln, plugging and damage to rotating parts can be avoided (the system functions entirely without moving parts). The amount of conveying air injected into the kiln along with the waste is negligible in terms of kiln combustion stoichiometry. Greater particle sizes dictate large pneumatic conveyor lines and blowers. Therefore, important processing steps are the size reduction and the soft pelletising of the waste fuel. (Typically, the particle size is no larger than 25 mm). The advantage of compacting by soft pelletising is the improvement of flow and dosage characteristics of the fuel

- the secondary firing system (the fuel is fed via the kiln inlet, the riser between the rotary kiln inlet and the lowest cyclone stage or the calciner): the size restriction for solid waste fuels is not important for the secondary firing system. Even whole tyres can be introduced via the kiln inlet or via mid kiln technology. Furthermore, waste with a high ash content can be used.

Different types of solid wastes are used, e.g.:

- non-hazardous waste as listed in Table 1-14, group number 1 – 10
- hazardous waste listed in Table 1-14, group number 11 – 13.

Figure 1.7, Figure 1.8 and Figure 1.9 show examples of pretreated waste mixtures used in cement plants, such as:

- hazardous waste impregnated sawdust
- waste fuel based on paper, textiles both pre and post consumer which is manufactured from polythene film, photographic film, paper, polypropylene, packaging materials and plastics
- waste fuel consisting of household waste, screened paper, cardboard, wood, carpet, textiles and plastics which is a solid, clean and non-hazardous fuel.

The wastes are analysed and especially prepared for the use in cement kilns [45, Schorcht, 2006], [81, Castle Cement UK, 2006], [107, Belgium, 2006].

Figure 1.7: Hazardous waste – impregnated sawdust
[168, TWG CLM, 2007]

Figure 1.8: Specially prepared waste fuel based on, e.g. paper, plastics, textiles
[81, Castle Cement UK, 2006]

Figure 1.9: Specially prepared household waste used as fuel in cement kilns
[82, CEMEX Rugby UK, 2006]

1.2.4.3.1.2 Liquid waste fuels

Liquid waste fuels can be prepared by blending or pretreating different wastes like used solvents, paint residues or waste oil with suitable calorific values in special waste management facilities. More useful information regarding waste treatment can be found in the Reference Document on the Best Available Techniques for the Waste Treatments Industries [48, European Commission, 2005].

Consideration has to be given to some liquid hazardous wastes (e.g. solvents) when handling liquid waste fuels, e.g. storage, feeding, in order to avoid emissions of organic compounds. Several techniques exist, e.g. vapour recovery which is used where required. Vapour recovery systems are operated in a way which ensures that the flow of organic substances is permitted only upon connection of the vapour recovery system, and that the vapour recovery system and attached facilities release no gas to the air during normal operation, with the exception of releases necessary for safety reasons [76, Germany, 2006], [81, Castle Cement UK, 2006], [168, TWG CLM, 2007].

1.2.4.3.2 Quality requirements of waste and input control

Waste materials used as raw materials and/or as fuels in cement kilns have to reach different quality standards because they are fully captured in the clinker and to minimise negative effects on air emissions. A constant waste quality is essential. To guarantee the characteristics of the waste fuel, a quality assurance system is required. In particular, this includes provisions for the sampling, the sample preparation, the analysis and the external monitoring. More useful information can be found in the technical specifications of the European Committee for Standardisation, such as CEN/TC 343 ‘Solid Recovered Fuels’. Furthermore, the requirements of existing European and national regulations have to be considered. When co-incinerating waste, the requirements of the Waste Incineration Directive (WID) have to be met, e.g. requirements regarding reception procedures carried out by the operator when using hazardous waste [59, European Commission, 2000]. As a basic rule for quality requirements, wastes accepted as fuels and/or raw materials have to give the following added values to the cement kiln:

- calorific value from waste material
- material value from waste material.

Waste with adequate calorific value can replace primary fuel in cement kilns. It has to be noted that the calorific values of these wastes vary widely (see Section 1.3.3.3).

Preparation of different types of combustible wastes or wastes with separable calorific fractions for use as fuel is usually performed outside the cement plant. These wastes are normally prepared by the supplier or by waste treatment specialists' organisations in special waste management facilities in such a way that they can directly be used in cement kilns without any additional treatment on the cement plant. Additionally, before being used in the cement kiln, the delivered waste material is checked and analysed regularly by the cement plant personnel as well. Special laboratory equipment is used for checking different quality characteristics.

The techniques used to prepare and blend certain waste fuel qualities depend on the characteristics of the material input and the requirements of the users. Even waste materials like production specific wastes, are treated and blended prior to use in waste facilities to ensure a homogeneous mixture with nearly constant qualities, such as thermal properties and chemical composition. Only in some cases can wastes be just used as they are delivered without further processing, for example used tyres or used oil. Any inhomogeneous wastes, like mixed solid wastes from different sources or separated fractions from mixed municipal waste, require higher monitoring efforts to attain a reliable quality with a constant low pollutant input.

Important characteristics and parameters for waste fuels are calorific value along with a content of water, ash, sulphur, chlorine and heavy metals (especially mercury, cadmium and thallium). Additionally, the suitability for the burners is important. Chlorine may have a negative impact on the production process. The acceptable chlorine concentration therefore depends on the individual situation on site; however, this concentration is kept as low as possible in order to avoid operational problems in the kiln system, e.g. blockage in the preheater. In cases when a high volume of chlorine is input, usually a chlorine bypass might be necessary to avoid corrosion, blockings, shutdown, etc. (see Section 1.2.5.4.1). Typical chlorine concentrations range from <0.5 – 2 %. Individual systems and specifications have been developed in the EU-27 to assess and control the suitability of waste fuels, e.g. lists have been developed of maximum pollutant values allowed for selected wastes to be used for the clinker burning process. Plant specific aspects have been taken into consideration for the specifications which are based both on requirements of plant specific processes and permits. Furthermore, specifications determine technical norms for delivering liquid waste fuels. An example of an internal specification for waste fuels is described in Section 4.2.2.1 and Table 4-9. Furthermore, examples of input criteria for different substances for suitable waste fuels being accepted in some EU countries are given in Section 4.2.2.1.1.

Other systems used are mainly focused on the content of metals (see Section 1.2.4.3.2.1). It has to be noted that other materials can be used as well which do not meet all of these conditions. In the case of using sewage sludge or wood waste, the mercury input has to be monitored regularly because of the possible mercury emissions.

Furthermore, the waste fuel has to be available in a sufficient quantity. Source selection is the first action to take into account for mono streams to reduce materials that might cause operation or quality problems in the cement process.

The quality requirements of the products should be considered regarding the selection of fuels (conventional or waste). There are consequently limits on the types and amounts of waste fuels suitable for use in the production of cement which is highly dependent on site-specific circumstances [75, Estonia, 2006], [76, Germany, 2006], [89, ERFO, 2005], [103, CEMBUREAU, 2006], [168, TWG CLM, 2007].

Useful information regarding waste treatment can be found in the Reference Document on Best Available Techniques for the Waste Treatments Industries, where, e.g. examples of specifications of a waste that can be accepted as fuel in some countries' cement kilns are described [48, European Commission, 2005].

1.2.4.3.2.1 Metal concentrations of wastes

Concentrations of metals vary with the waste origin. In many European countries, regulators and/or industry have produced lists of the maximum allowable substance values for different wastes that can be used as fuels and/or raw materials. Examples of typical metal concentration ranges and typical input criteria regarding different substances for suitable waste fuels from different countries in Europe can be found in Section 4.2.2.1.1. Different values may also be found in other authorised environmental performance covering specific wastes. However, no agreed threshold limit value exists, as different criteria are applied, depending on the local situation. The criteria applied may include:

- national environmental policies and legislation
- significance of the impact of the cement industry in the context of regional industrial development
- efforts to harmonise regional environmental laws and standards
- levels of substances in traditional raw materials and wastes
- plant conditions and emissions
- treatment alternatives for available wastes
- required minimum calorific values
- requirements for cement quality.

1.2.4.3.3 Storage and handling of waste

Usually, waste fuels are prepared in special waste management facilities. The delivered wastes need to be stored at the cement plant and then proportioned for feeding to the cement kiln. Since supplies of waste suitable for use as fuel tend to be variable whilst waste material markets are rapidly developing, it is advisable to design multipurpose storage/preparation plants.

Liquid waste fuels are mostly hazardous wastes. This has to be taken into account when handling liquid waste fuels, e.g. storage, feeding (see Section 1.2.4.3.1.2) [76, Germany, 2006]. Furthermore, safety management for potentially self igniting materials may be considered when using waste fuels derived from pretreated and sorted waste fractions.

Useful information regarding storage of materials can also be found in the Reference Document on Best Available Techniques on Emissions from Storage [96, European Commission, 2006].

1.2.5 Clinker burning

This part of the process is the most important in terms of emissions potential and of product quality and cost. In clinker burning, the raw meal (or raw meal slurry in the wet process) is fed to the rotary kiln system where it is dried, preheated, calcined and sintered to produce cement clinker. The clinker is cooled with air and then stored.

In the clinker burning process, high process temperatures are required to convert the raw material mix into cement clinker. It is essential to maintain kiln charge temperatures in the sintering zone of the rotary kilns at between 1400 and 1500 °C, and the flame temperature at about 2000 °C. Also, the clinker needs to be burned under oxidising conditions. Therefore, an excess of air is required in the sintering zone of a cement clinker kiln.

For white cement production, the firing process leads to temperatures in the sintering zone of up to 1600 °C, depending on the composition of the raw material mix and the desired composition of the final product. Flame temperatures of higher than 2000 °C are required because of the absence of fusing elements in the raw materials which could alter the colour of the product. Generally, reducing conditions are kept in order to avoid oxidation of some elements that could colour the clinker. Furthermore, the selection of a no-ash fuel and talc-magnesite or other magne-

site based refractories with spinel binder is essential to avoid the contamination of the clinker. The quality of a white cement is strongly affected by the production technique [119, Sobolev, 2001], [120, Spain, 2007], [138, Italy, 2007].

Since the rotary kiln was introduced in around 1895 it has become the central part of all modern clinker producing installations. The vertical shaft kiln is still used for the production of lime, but only in a few countries is it in use for the production of cement clinker, and in these cases only at small-scale plants.

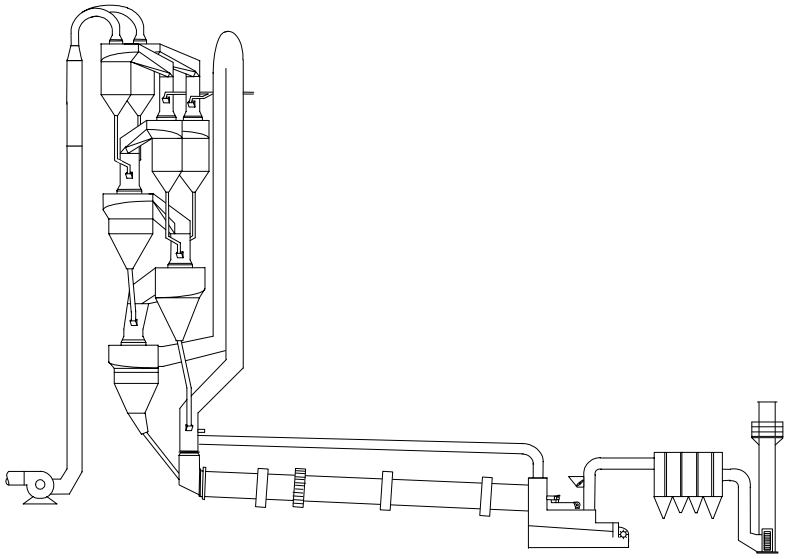

Figure 1.10: Schematic view of a preheater/precalciner/grate cooler kiln [72, CEMBUREAU, 2006-2008,]

The first rotary kilns were long wet kilns, where the whole heat consuming thermal process takes place in the kiln itself. With the introduction of the dry process, optimisation led to techniques which allowed drying, preheating and calcining to take place in a stationary installation rather than in the rotary kiln, as shown in Figure 1.10 above.

The rotary kiln consists of a steel tube with a length to diameter ratio of between 10:1 and 38:1. The tube is supported by two to seven (or more) support stations, has an inclination of 2.5 to 4.5 % and a drive rotates the kiln about its axis at 0.5 to 5.0 revolutions per minute. The combination of the tube's slope and rotation causes material to be transported slowly along it. In order to withstand the very high peak temperatures, the entire rotary kiln is lined with heat resistant bricks (refractories). All long and some short kilns are equipped with internals (chains, crosses, lifters) to improve heat transfer.

Transient build-ups of material can occur around the inner surface of the kiln depending on the process and raw materials, etc. These are known as rings and can occur at the feed end (gypsum rings), near the sintering zone (clinker rings) or the product exit end (ash rings). The latter two types can break away suddenly and cause a surge of hot, poor quality material to leave the kiln which may be reprocessed or have to be rejected as waste. The cyclones and grates of preheater kilns may also be subject to the build-up of material which can lead to blockages.

For these types of kilns it has to be noted that problems may be encountered in cases where an excessive input of circulating elements (chlorides, sulphur, alkalis) from the feed and/or fuel (see Sections 1.2.4.3.2 and 1.2.5.3.4) occurs.

1.2.5.1 Kiln firing

The fuel introduced via the main burner produces the main flame with flame temperatures of around 2000 °C. For process optimisation reasons, the flame has to be adjustable within certain limits. In a modern indirectly fired burner, the flame is shaped and adjusted by the primary air (10 – 15 % of total combustion air).

Potential feed points for supplying fuel to the kiln system are:

- via the main burner at the rotary kiln outlet end
- via a feed chute at the transition chamber at the rotary kiln inlet end (for lump fuel)
- via secondary burners to the riser duct
- via precalciner burners to the precalciner
- via a feed chute to the precalciner (for lump fuel)
- via a mid kiln valve in the case of long wet and dry kilns (for lump fuel)
- via the end of the Lepol grid.

Coal/petcoke firing plants are of both indirect- and direct-firing types. Direct-firing plants operate without fine-coal storage and fine-coal metering. The pulverised fuel is blown directly into the kiln with the mill sweeping air acting as the carrier and as (flame shaping) the primary air. Direct firing plants have a number of drawbacks. In particular, kiln system heat losses are around 200 – 250 MJ/tonne clinker (6 to 8 % higher on modern kiln systems). Thus, direct firing is seldom installed today.

Fuel oil is, at adequate viscosity and pressure, discharged via an atomiser nozzle into the kiln in order to form, e.g. the main flame. Flame shaping is mainly accomplished via multi-channel burners with the oil atomiser head in a central location.

Kiln burners for natural gas, too, are designed according to the multi-channel principle, the gas thereby replacing not only coal or fuel oil, but also primary air.

Multi-channel burners are also designed for the use of different types of waste fuels (see Section 1.2.4). An example is shown in Figure 1.11.

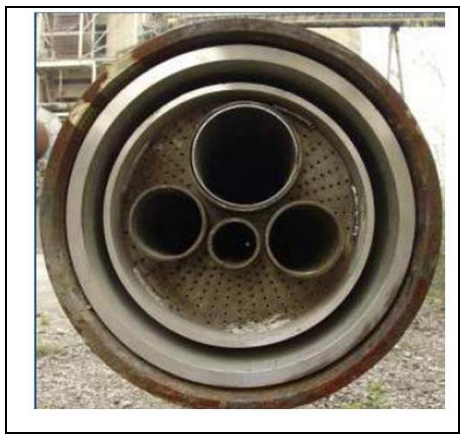

Figure 1.11: Example of a multi-channel burner
[107, Belgium, 2006]

1.2.5.2 Long rotary kilns

Long rotary kilns can be fed with slurry, crushed filter cakes, nodules or dry meal and are thus suitable for all process types. The largest long kilns have a length to diameter ratio of 38:1 and can be more than 200 m long. These huge units produce around 3600 tonnes/day using the wet process (Belgium, US, Commonwealth of Independent States (CIS)). Long rotary kilns are designed for drying, preheating, calcining and sintering, so that only the feed system and cooler have to be added. The upper part of the long kilns is equipped with chain curtains and fixed installations to improve heat transfer.

Wet process kilns, used since 1895, are the oldest type of rotary kilns in use for producing cement clinker. Wet raw material preparation was initially used because homogenisation was easier with liquid material. Wet kiln feed typically contains 32 to 40 % water. This is necessary to maintain the liquid properties of the feed. This water must then be evaporated in the specially designed drying zone at the inlet section of the kiln where a significant portion of the heat from fuel combustion is used. This technique has high heat consumption with the resulting high quantities of combustion gas and water vapour emissions.

Long dry kilns were developed in the US based on batch type dry homogenising systems for raw material preparation. Because of the high fuel consumption, only a few have been installed in Europe.

1.2.5.3 Rotary kilns equipped with preheaters

Rotary kilns equipped with preheaters have a typical length to diameter ratio of between 10:1 and 17:1. There are two types of preheaters: grate preheaters and suspension preheaters.

1.2.5.3.1 Grate preheater technique

Grate preheater technique, perhaps better known as the Lepol kiln, was invented in 1928. It represented the first approach to letting part of the clinkering process take place in a stationary installation outside the kiln. This allowed the rotary kiln to become shorter and so reduced the heat losses and increased energy efficiency.

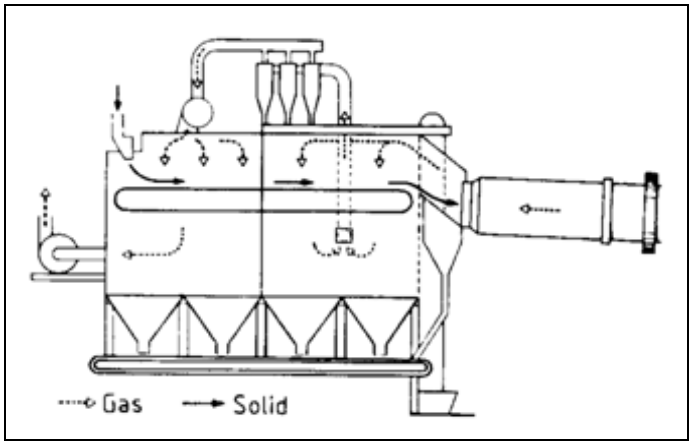

Figure 1.12: Grate preheater
[39, Ullmann's, 1986]

In the grate preheater (see Figure 1.12), nodules made from dry meal on a noduliser disc (semi dry process) or from wet slurry filter cakes in an extruder (semi-wet process) are fed onto a horizontal travelling grate which travels through a closed tunnel. The tunnel is divided into a hot gas chamber and a drying chamber by a partition with an opening for the grate. A fan draws the

exhaust gas from the rotary kiln into the top of the preheater, through the nodules layer in the hot gas chamber, and then through the cyclones of the intermediate dust collector. In these cyclones large dust particles, which would otherwise cause wear to the fan, are removed. The next fan then draws the gas into the top of the drying chamber, through the moist layer of nodules, and finally pushes it out into the dust collector. In order to achieve optimum thermal efficiency, the semi-wet grate preheaters can be equipped with triple-pass gas systems, and cooler waste air is used for raw material drying. The maximum unit size to have been built is 3300 tonnes/day for a semi-wet kiln system.

The rotary kiln exhaust gas enters the preheater with a temperature of 1000 – 1100 ºC. As it flows through the layer of material in the hot gas chamber, the exhaust gas cools down to 250/300 ºC, and it leaves the drying chamber at 90 – 150 ºC. The material to be burned reaches a temperature of about 150 ºC in the drying chamber and 700 – 800 ºC in the heating chamber.

1.2.5.3.2 Suspension preheater technique

The invention of the suspension preheater in the early 1930s was a significant development. Preheating and even partial calcination of the dry raw meal (dry/semi-wet processes) takes place by maintaining the meal in suspension with hot gas from the rotary kiln. The considerably larger contact surface allows almost complete heat exchange, at least theoretically.

Various suspension preheater systems are available. Examples are shown in Figure 1.13 and Figure 1.14. They usually have between four and six cyclone stages, which are arranged one above the other in a tower 50 – 120 m high. The uppermost stage may comprise two parallel cyclones for better dust separation. The exhaust gases from the rotary kiln flow through the cyclone stages from the bottom upwards. The dry powdery raw material mixture is added to the exhaust gas before the uppermost cyclone stage. It is separated from the gas in the cyclones and rejoins it before the next cyclone stage. This procedure repeats itself at every stage until finally the material is discharged from the last stage into the rotary kiln. This alternate mixing, separation and remixing at a higher temperature is necessary for optimal heat transfer.

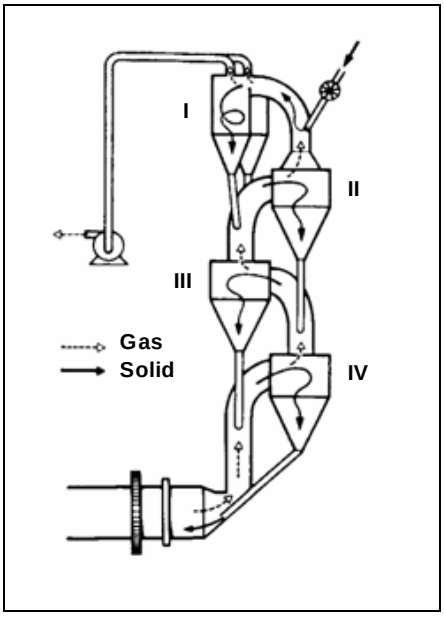

Figure 1.13: Suspension preheater [39, Ullmann's, 1986]

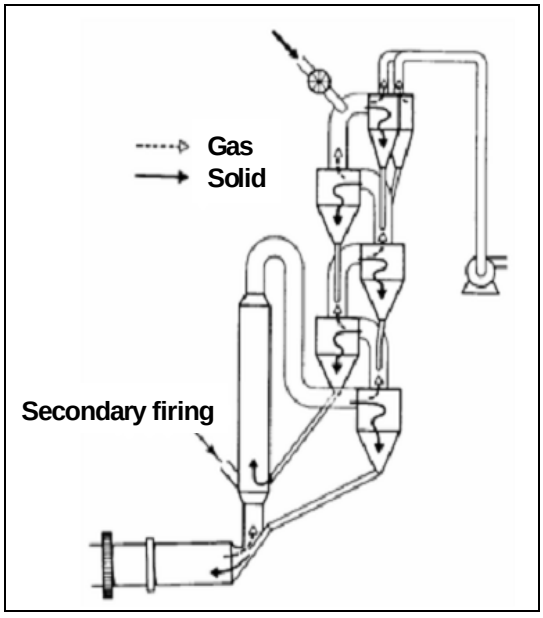

Figure 1.14: Suspension preheater with precalciner [39, Ullmann's, 1986]

1.2.5.3.3 Shaft preheaters

A considerable number of shaft preheaters were built following the introduction of suspension preheater technique, given its theoretically superior heat exchange properties. However, the difficulty of ensuring an even distribution of meal to gas meant that actual performance was far worse than expected, and technique using shaft stages alone was eventually abandoned in favour of hybrid systems with cyclone stages or pure multistage cyclone preheaters. Some of those hybrids are still in operation; however, most of them have been converted to pure cyclone preheaters.

A shaft stage is considerably less sensitive to build-up problems than a cyclone stage, which can be an advantage for the bottom stage in cases where excessive quantities of circulating elements (chlorides, sulphur, and alkalis) are present. Hybrid preheaters with a bottom shaft stage are still available for new plants.

Typical capacities of shaft preheater kilns are up to 1500 tonnes/day, whereas hybrid systems can produce 3000 tonnes/day or more.

1.2.5.3.4 Four stage cyclone preheater

The four stage cyclone preheater kiln system (suspension preheater, see Figure 1.13) was standard technique in the 1970s when many plants were built in the 1000 to 3000 tonnes/day range. The exhaust gas, which has a temperature of around 300 – 400 °C at the top preheater cyclone stage is normally used for raw material drying.

When the meal enters the rotary kiln, calcination is already about 30 % completed because the kiln feed is already heated to a temperature of approx. 850 °C by using the exhaust gases. Severe problems have been encountered with four stage preheaters in the past in cases where inputs of circulating elements (chlorides, sulphur, alkalis) from the feed and/or fuel were excessive. Highly enriched cycles of these elements lead to build-ups in cyclones and duct walls, which frequently cause blockages and kiln stops lasting several days. A kiln gas bypass, i.e. extraction of part of the particulate laden gas stream leaving the kiln so that it bypasses the cyclone system, is frequently used as a solution to the problem. This bypass gas is cooled to condense the alkalis and is then passed through a dust collector before discharge. Whilst in some regions it is necessary for the control of clinker alkali levels to send the bypass dust and part of the kiln dust to landfill, in all other cases it is fed back into the production process.

Almost all four stage suspension preheaters operate with rotary kilns with three supports. This has been the standard design since around 1970. Kilns with diameters from 3.5 to 6 m have been built with length to diameter ratios in the range 13:1 to 16:1. Mechanically simpler than the long wet and dry kilns, it is probably the most widely used kiln type today.

1.2.5.4 Rotary kilns with preheater and precalciner

The precalcination technique has been available to the cement industry since about 1970. In this procedure, the heat input is divided between two points. Primary fuel combustion occurs in the kiln burning zone. Secondary burning takes place in a special combustion chamber between the rotary kiln and the preheater. In this chamber up to 65 % of the total fuel can be burned in a typical precalciner kiln. This is because of the significantly longer retention time of the hot meal, the kiln exhaust gases in the bottom area of the cyclone preheater and the use of additional tertiary air. The energy is basically used to calcine the raw meal, which is almost completely calcined when it enters the kiln. Calcination levels of well above 90 % can be achieved. Hot air for combustion in the calciner is ducted from the cooler. Material leaves the calciner at about 870 ºC. Gas and solids temperature profiles in a cyclone preheater kiln system are shown in Figure 1.15.

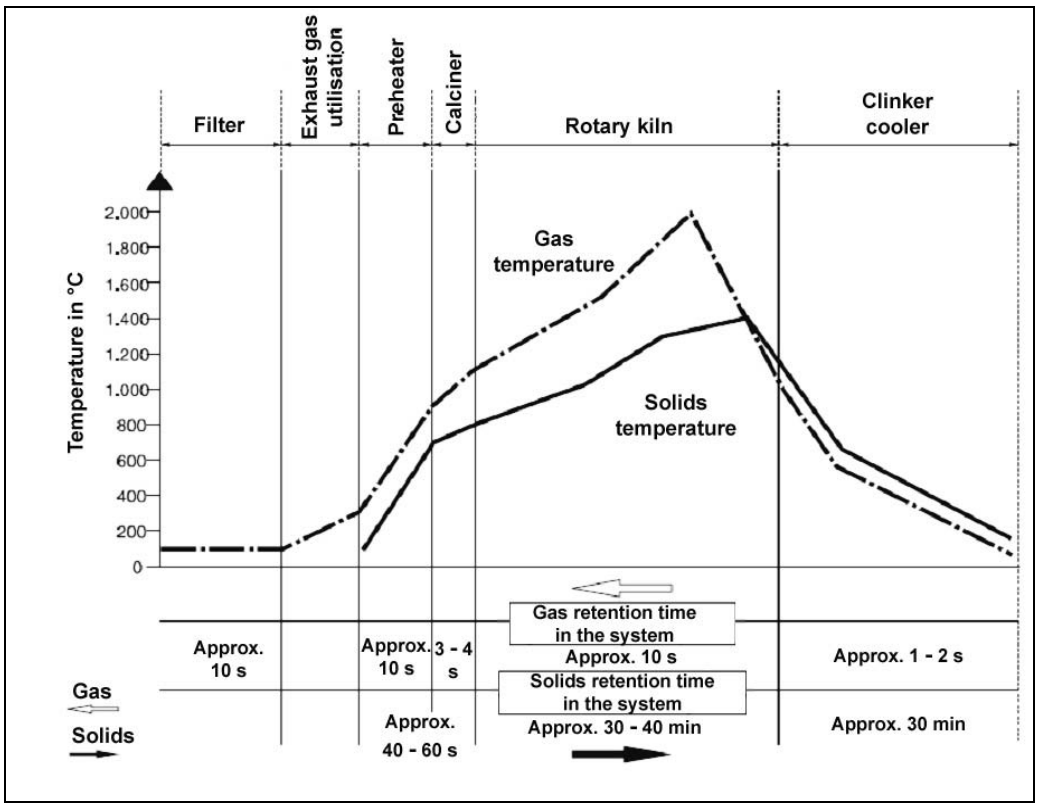

Figure 1.15: Gas and solids temperature profiles in a cyclone preheater kiln system [60, VDI 2094 Germany, 2003]

Figure 1.14 shows this procedure applied to a kiln with a suspension preheater. In principle, secondary burning can also be applied in a kiln with a grate preheater. For a given rotary kiln size precalcining increases the clinker capacity.

Kiln systems with up to five cyclone preheater stages and a precalciner are considered standard technique for new dry process plants. An example is shown in Figure 1.16. For the use of waste as fuels, the calciner technique is shown in Figure 1.17.

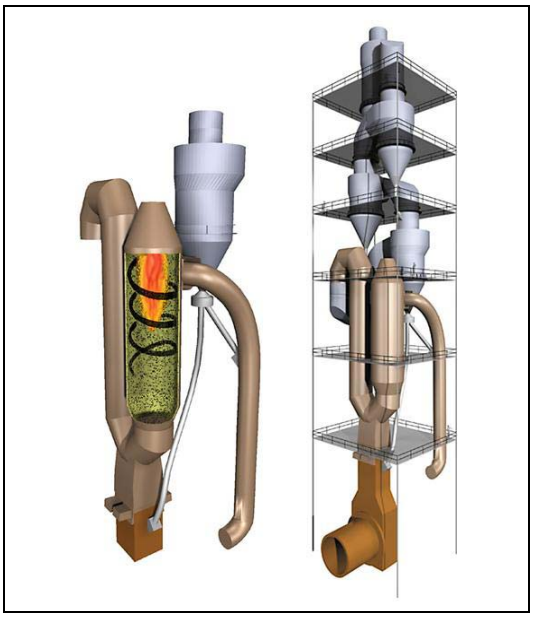

Figure 1.16: Example of a separate line/calciner downdraft [81, Castle Cement UK, 2006]

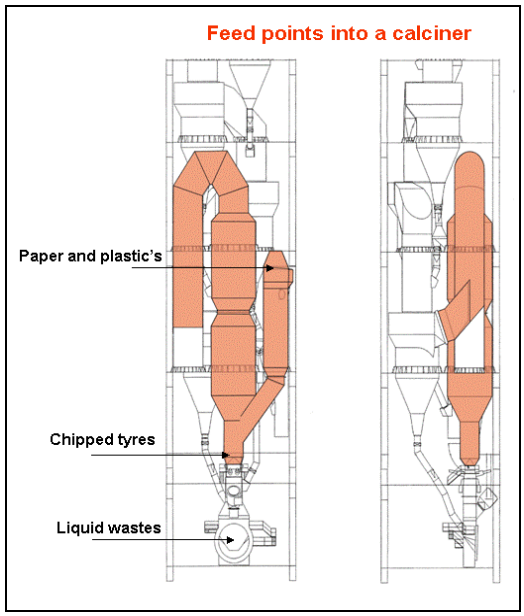

Figure 1.17: Example of waste feed points into a calciner [81, Castle Cement UK, 2006]

The size of a new plant is primarily determined by predicted market developments, but also by the economy of scale. A typical unit capacity for new plants in Europe today is from 3000 to 5000 tonnes/day. Technically, larger units up to 15000 tonnes/day are possible, and in 2007, several 10000 tonnes/day kilns are in operation in Asian markets.

Earlier precalciner systems had only four preheater stages with accordingly higher exhaust gas temperatures and fuel consumption. Where natural raw material moisture is low, six stage preheaters can be the preferred choice, particularly in combination with fabric filter dedusting.

Where excessive input of circulating elements is present, a kiln gas bypass is required to maintain continuous kiln operation. However, due to the different gas flow characteristics, a bypass in a precalciner kiln is much more efficient than in a straight preheater kiln.

In spite of the fact that the meal enters the kiln 75 to 95 % calcined, most precalciner kilns are still equipped with a rotary kiln with a calcining zone, i.e. with an L/D ratio of 13:1 to 16:1 as in the case of the straight preheater kilns.

1.2.5.4.1 Bypass systems

With raw materials as well as with fuels (including wastes) containing chlorine, sulphur and alkalis being fed to the kiln system, the internal circulation between the kiln and the preheater acts as an enrichment cycle. At higher concentrations, such a cycle causes deposit formation in the area of the kiln inlet, the calciner and the two bottom stages. As a uniform kiln operation with minimised disturbances is the basis for energy efficient clinker production, shutdowns resulting from coating formation should be avoided. Hence a high circulation of alkalis, chlorine and, to a lower extent, sulphur enforces the use of a gas bypass at the kiln inlet. By removing part of the process gas not only are chlorine, sulphur and alkalis discharged, but also other substances. The removal of hot raw material and hot gas leads as a consequence, to a higher specific energy consumption of about 6 – 12 MJ/tonne clinker per per cent of removed kiln inlet gas. Typical bypass rates are of up to 15 % for chlorine bypass and of up to 70 % for a sulphur bypass. The inherent scrubbing of SO_x extracted along with the bypass gas is governed by:

- the amount of reactive lime
- the retention time at higher temperatures of >300 °C
- the retention time at lower temperatures of <200 °C in the presence of water (vapour).

The bypass might create additional emissions depending on its configuration and additional thermal energy may be used [76, Germany, 2006], [86, EURITS, 2006], [89, ERFO, 2005], [103, CEMBUREAU, 2006].

1.2.5.5 Shaft kilns

A few shaft kilns are used for cement production in Europe. Kilns of this type consist of a refractory-lined, vertical cylinder 2 – 3 m in diameter and 8 – 10 m high. They are fed from the top with raw meal pellets and fine grained coal or coke. The material being burned travels through a short sintering zone in the upper, slightly enlarged part of the kiln. It is then cooled by the combustion air blown in from the bottom and leaves the lower end of the kiln on a discharge grate in the form of clinker.

Shaft kilns produce less than 300 tonnes of clinker a day. They are only economic for small plants, and for this reason their number has been diminishing.

1.2.5.6 Kiln exhaust gases

In all kiln systems, the exhaust gases are finally passed through an air pollution control device (electrostatic precipitator or fabric filter) for separation of the dust before going to the main stack.

In the dry processes, the exhaust gases can be at a relatively high temperature and may provide heat for the raw mill when it is running (compound operation). If the raw mill is not running (direct operation), the gases are normally cooled with water sprays in a conditioning tower before going to the dust collector, both to reduce their volume and to improve their precipitation characteristics.

1.2.5.6.1 CO trips

Carbon monoxide can arise from any organic content in the raw materials and, occasionally, due to the incomplete combustion of fuel. The contribution from the raw materials, due to preheating, will be exhausted with the kiln gases.

Control of CO levels is critical in cement (and lime) kilns when ESPs are used for particulate abatement, to ensure concentrations are kept well below the lower explosive limit. If the level of CO in the ESP rises above a certain level as shown in Table 1-38 (see Section 1.4.4), then the electrical system is tripped (switched off) to eliminate the risk of explosion. This leads to unabated particulate releases from the kiln. CO trips can be caused by unsteady state operation of the combustion system. This sometimes occurs when feeding solid fuels, so solid fuel feeding systems must be designed to prevent surges of fuel into the burner. The moisture content of solid fuels is a particularly critical factor in this respect and must be carefully controlled to prevent hold ups or blockages in the fuel preparation and feeding systems.

A guideline concerning the control of CO trips can be found in Section 4.2.6.

1.2.5.7 Clinker coolers

The clinker cooler is an integral part of the kiln system and has a decisive influence on performance and economy of the pyroprocessing plant. The cooler has two tasks: to recover as much heat as possible from the hot (1450 °C) clinker so as to return it to the process; and to reduce the clinker temperature to a level suitable for the equipment downstream.

Heat is recovered by preheating the air used for combustion in the main and secondary firing as close to the thermodynamic limit as possible. However, this is hindered by high temperatures, the extreme abrasiveness of the clinker and its wide granulometric range. Rapid cooling fixes the mineralogical composition of the clinker to improve the grindability and optimise cement reactivity.

Typical problems with clinker coolers are thermal expansion, wear, incorrect airflows and poor availability, which work against the above requirements. There are two main types of coolers: rotary and grate.

For white cement production, other types of coolers are used, tailor made to the specificities of the plant in order to retain the reducing conditions during clinker cooling. An oxygen-free atmosphere in the first stage of whitening and the rapid cooling by water spray are used for improvement of the clinker quality. Rapid cooling of white clinker with water proceeds a significant improvement of whiteness. The contamination of white clinker with chromophoric elements and the strong oxidation during the cooling phase has to be avoided [119, Sobolev, 2001], [120, Spain, 2007], [138, Italy, 2007].

1.2.5.7.1 Rotary coolers

1.2.5.7.1.1 Tube coolers

The tube cooler uses the same principle as the rotary kiln, but for reversed heat exchange. Arranged at the outlet of the kiln, often in reverse configuration, i.e. underneath the kiln, a second rotary tube with its own drive is installed. After kiln discharge, the clinker passes a transition hood before it enters the cooler, which is equipped with lifters to disperse the product into the airflow. Cooling of the airflow is determined by the air required for fuel combustion. Apart from the speed, only the internals can influence the performance of the cooler. Optimisation of lifters must consider heat exchange (dispersion pattern) versus dust cycle back to the kiln.

1.2.5.7.1.2 Planetary (or satellite) coolers

The planetary or satellite cooler is a special type of rotary cooler. Several cooler tubes, typically 9 to 11, are attached to the rotary kiln at the discharge end as shown in Figure 1.18. The hot clinker enters through openings in the kiln shell arranged in a circle at each point where a cooler tube is attached. The quantity of cooling air is determined by the air required for fuel combustion and enters each tube from the discharge end, allowing countercurrent heat exchange. As for the tube cooler, internals for lifting and dispersing the clinker are essential. There are no variable operating parameters. High wear and thermal shock, in conjunction with dust cycles, mean high clinker exit temperatures and sub-optimum heat recovery are not unusual. The clinker exit temperature can only be further reduced by water injection into the cooler tubes or onto the shell.

Because it is practically impossible to extract tertiary air, the planetary cooler is not suitable for precalcination. However, secondary firing with up to 25 % fuel in the kiln riser area is possible.

Figure 1.18: Example of a planetary cooler
[45, Schorcht, 2006], [90, Hungary, 2006]

1.2.5.7.2 Grate coolers

Cooling in grate coolers is achieved by passing a current of air upwards through a layer of clinker (clinker bed) lying on an air-permeable grate. Two ways of transporting the clinker are applied: travelling grate and reciprocating grate (steps with pushing edges).

Since the hot air from the aftercooling zone is not used for combustion, it is available for drying purposes, e.g. raw materials, cement additives or coal. If not used for drying, this cooler waste air must be properly dedusted.

1.2.5.7.2.1 Travelling grate coolers

In this type of cooler, clinker is transported by a travelling grate. This grate has the same design features as the preheater grate (Lepol). Cooling air is blown by fans into compartments underneath the grate. Advantages of this design are an undisturbed clinker layer (no steps) and the possibilities of exchanging plates without a kiln stop. Due to its mechanical complexity and poor recovery resulting from limited bed thickness (caused by the difficulty of achieving an effective seal between the grate and walls), this design ceased to be used in new installations in around 1980.

1.2.5.7.2.2 Reciprocating grate coolers

Clinker transport in the reciprocating grate cooler is affected by stepwise pushing of the clinker bed by the front edges of alternate rows of plates. Relative movement of front edges is generated by hydraulic or mechanical (crankshaft) drives connected to every second row. Only the clinker travels from the feed end to the discharge end, but not the grate.

The grate plates are made from heat resistant cast steel and are typically 300 mmWG wide and have holes for the air to pass through them.

Cooling air is insufflated from fans at 300 – 1000 mmWG via compartments located underneath the grate. These compartments are partitioned from one another in order to maintain the pressure profile. Two cooling zones can be distinguished:

- the recuperation zone, from which the hot cooling air is used for combustion of the main burner fuel (secondary air) and the precalciner fuel (tertiary air)
- the aftercooling zone, where additional cooling air cools the clinker to lower temperatures.

Key features of modern cooler technique are (depending on supplier):

- modern plates with built-in, variable or permanent, pressure drop, permeable to air but not to clinker
- forced plate aeration via ducts and beams
- individually adjustable aeration zones
- fixed inlet
- fewer and wider grates
- roller crusher
- heat shields.

The largest units in operation have an active surface of about 280 m^2 and a cooling capacity of 10000 tonnes clinker per day. Typical operational challenges with these coolers are segregation and uneven clinker distribution leading to an air-clinker imbalance, fluidisation of fine clinker (red river) and also build-ups (snowmen) and less than ideal lifetime of the plates.

1.2.5.7.2.3 Third generation of grate coolers

Introduction and development of modern technique reciprocating grate coolers started around 1983. The design aimed to eliminate the difficulties with conventional coolers thus coming a step closer to optimum heat exchange and also more compact coolers using less cooling air and smaller dedusting systems.

In the 2000s, a new generation representing a completely new concept of cooling clinker emerged in the cement industry. The basic idea was to develop a cooler in which the conveying of clinker and air distribution systems are separated and optimised. Compared with the reciprocating grate coolers, sealing air is eliminated and the distribution of air is optimised for all modes of operation.

Key features of these types of coolers are (depending on supplier):

- one inclined or horizontal fixed grate
- clinker conveying by cross bars, tracks, walking floors or similar devices, separate from air distribution
- clinker stays in place and does not fall through to the under grate compartment
- elimination of sealing air and automatic control of air distribution
- clinker transport efficiency is improved with a better control of difficulties related to fluidisation of fine clinker (red river).

These types of coolers are suitable to be in operation with the largest clinker capacities of cement kilns.

1.2.5.7.3 Vertical coolers

A dust free aftercooler called a gravity cooler or a G-cooler was developed to be installed after a planetary cooler or short grate recuperator/cooler. The cooling air never comes into contact with the clinker as heat exchange is affected by the clinker descending over transverse steel tubes in the clinker bed, which in turn are cooled by air blown through them.

1.2.5.8 Cogeneration

Generation of electrical power and using excess heat from the cement production process can be applied in cement plants.

Normally the majority of heat emitted from a cement clinker kiln is used for the drying and dry grinding processes as follows:

- raw material drying and grinding/milling
- slag drying
- sand drying
- fuel drying and grinding.

Multistage suspended cyclone preheater plants – with or without a precalciner – are designed to suit the nature of the available raw materials. When the raw materials are very wet, the off-gas of the grate clinker cooler is also used for material processing.

The lime-based raw materials need, depending on geology and seasonal rainfall, varying levels of heat for driving off the moisture. At times though, some heat is in excess for the above-mentioned process needs. It has to be noted that the excess heat availability and subsequently the heat recovery technique has to take this variability into account.

Besides district heating, excess heat can also be used for electrical power generation. Normally, these processes are operated with water which needs to operate economically at relatively high steam temperature/pressure if electrical power is to be generated.

For the first time in a German cement kiln, the Organic Rankine Cycle (ORC) process for the cogeneration of power from low temperature waste heat has been applied. This process is essentially based on the use of pentane as the motive medium which evaporates to steam at significantly lower temperatures than water. The particular advantages are the simple operation, the compact structure and the relatively high levels of efficiency which can be achieved with heat sources below 275 °C. Therefore, generation of electrical power by using excess heat from the cement production process can be regarded as a technically feasible alternative to power generating plants using steam if certain preconditions are applied.

The results available from the one German cement plant indicate that 1.1 MW electrical power can be generated with the given mode of operation. This was achieved by a clinker cooler with a waste heat output of exhaust air of 14 MW and an exhaust gas temperature of 300 °C [76, Germany, 2006], [78, E. Baatz + G. Heidt, 2000], [79, Germany, 2001], [133, CEMBUREAU/Federhen, 2007].

Example plants and more information concerning the recovery of excess heat from clinker coolers or kiln off-gases for district heating, the cogeneration of electric power via the conventional steam cycle process, as well as the ORC process in operation can be found in Section 1.4.2.4 and in Section 4.2.3.

1.2.6 Cement grinding and storage

1.2.6.1 Clinker storage

Clinker and other cement components are stored in silos or in closed sheds. Larger stocks can be stored in the open if the necessary precautions against dust formation are taken.

The most common clinker storage systems are:

- longitudinal stores with gravity discharge (limited live stock)
- circular stores with gravity discharge (limited live stock)
- clinker storage silos (high live stock; problems with ground vibrations can occur during clinker withdrawal from the silo at certain silo levels)
- clinker storage domes (limited live stock).

1.2.6.2 Cement grinding

Portland cement is produced by intergrinding cement clinker and sulphates such as gypsum and anhydrite. In blended cements (composite cements) there are other constituents, such as granulated blast furnace slag, fly ash, natural or artificial pozzolanas, limestone, or inert fillers. These will be interground with the clinker or may need to be dried and ground separately. (Grinding plants may be at separate locations from clinker production plants.)

The kind of cement grinding process and the plant concept chosen at a specific site depend on the cement type to be produced. Of special importance are the grindability, the humidity and the abrasive behaviour of the compounds of the cement type produced.

Most mills work in a closed circuit, that is, they can separate cement with the required fineness from the material being ground and return coarse material to the mill.

For white cement production, final grinding is one of the most essential steps along with the selection of appropriate types of gypsum with high purity. For increasing the fineness and for decreasing the grinding time, an appropriate grinding aid (up to 1 %) is used, which results in an increase of whiteness of between 5 – 7 %. Furthermore, finely ground microfillers like white marble or quartz glass, pure silica gel, mica or talc, kaolin (or metakaolin) or powders with traces of TiO_2 could be used in relatively small quantities [119, Sobolev, 2001].

1.2.6.2.1 Metering and proportioning of the mill feed

The accuracy and reliability of metering and proportioning of the mill feed components by weight is of great importance for maintaining a high energy efficiency of a grinding system. The predominant metering and proportioning equipment for the material feed to mills is the belt weigh feeder.

1.2.6.2.2 Grinding of cement

Due to the variety of cement types required by the market, the latest grinding systems equipped with a dynamic air separator predominate.

Commonly used finish grinding systems are:

- tube mills, closed circuit (mineral addition is rather limited, if not dry or pre-dried)
- vertical roller mills (best suited for high mineral additions due to its drying capacity, best suited for separate grinding of mineral addition)
- roller presses (mineral addition is rather limited, if not dry or pre-dried).

Other finish grinding systems used are:

- tube mill, end discharge in open circuit
- tube mill, end discharge in closed circuit with mechanical air separator or cyclone air separator of older generations
- horizontal roller mills.

Ball mills (type of a *tube mill*) are available in tube diameters of up to 6 m and tube lengths of up to 20 m. Steel balls of different sizes are used depending on the expected grinding fineness. This type of mill is relatively easy to operate under stable operating conditions and has a high operating reliability and availability. To a limited extent also mineral additions with certain moisture contents can be dried by passing hot gases to the mill and using the heat from the grinding process. However, compared with other mill types, ball mills have a higher specific energy consumption and rank last in energy efficiency.

The working principle of *vertical roller mills* is based on the action of two to four grinding rollers supported on hinged arms and riding on a horizontal grinding table or grinding bowl. It is suited especially for simultaneous grinding and drying of cement raw materials or slag since vertical roller mills can handle relatively high moisture contents in the mill feeds. The transition time for materials through the mill is short enough to prevent prehydration of the cement clinker, e.g. in the case of slag cement grinding.

The *high pressure twin roller mill* still needs a comparatively high degree of maintenance. High pressure twin roller mills are often used in conjunction with ball mills.

A more recent development in cement grinding is the *horizontal roller mill*. This consists of a short horizontal shell supported on hydrodynamic or hydrostatic bearings. The shell is rotated via a girth gear. Inside the shell is a horizontal roller which is free to rotate and can be pressed hydraulically onto the shell. The material to be ground is fed into one or both ends of the shell, and passes between the roller and the shell several times. The crushed material leaving the mill is transported to a separator, with the oversize fraction being returned to the mill.

A comparison of key characteristics from grinding technique examples are shown in Table 1-19 in Section 1.3.3.2.

1.2.6.2.3 Grinding of mineral additions

Mineral additions are usually ground together with the clinker and gypsum. The decision to grind them separately basically depends upon the following factors:

- the percentage of mineral additives in the final product and in cement production as a whole
- whether a spare mill system is available
- whether there is a considerable difference in the grindability of the clinker and mineral additives
- the moisture content of the mineral additives.

If pre-drying of the mineral additives is required, dryer systems can be employed using either kiln exhaust gases and/or cooler exhaust air or an independent hot gas source.

Intergrinding systems

Any of the grinding systems mentioned for the dry/semi-dry grinding of raw materials can be used for intergrinding mineral additives with clinker and gypsum. However, most systems place limits on the moisture content of the feed mixture – 2 % maximum or 4 % if a hot gas source is used. For higher moisture contents, the systems require pre-drying of the mineral additives in a dryer. An exception is the vertical roller system, which is capable of handling moisture contents of up to 20 %, but still requires a hot gas source.

Separate grinding

For separate grinding of mineral additives, the systems for the dry/semi-dry grinding of raw materials can be used. However, the same applies for the systems with regard to the moisture content of the additive mixtures and pre-drying may be required.

1.2.6.2.4 Separation by particle size distribution

The particle size distribution of the product leaving the cement grinding system is of great importance for the cement quality. The specification of these parameters is achieved by adjusting the separator. The latest separators of the rotor cage type have several advantages over previous designs, such as:

- lower specific energy consumption by the system (less overgrinding)
- increase of system throughput (efficiency)
- possibility of product cooling
- higher flexibility for adjustments in product fineness
- better control of particle size distribution, better product uniformity.

1.2.6.2.5 Reduction of chromates – chromium (VI)

Since cement is produced from natural raw materials, its chromium content may vary considerably, depending on the circumstances, but it is unavoidable. The main sources of chromium in Portland cement are the natural raw materials like limestone, sand and in particular, clay. Minor sources include fuels (conventional (fossil) and waste). Consequently, as a result of natural variations in the chemical composition of the earth's crust, the chromium content may vary considerably. A part of the chromium will be present in a water soluble form, the so-called hexavalent chromium (chromium (VI)).

In 2003, an epidemiological assessment from the National Institute of Occupational Health regarding the occurrence of allergic dermatitis in workers in the construction industry related to the content of chromium (VI) in cement was made. This assessment said that 'the main sources of chromium in finished cement are the raw materials, the refractory bricks in the kiln and the chromium grounding media. The relative contribution from these sources may vary, depending on the chromium content of the raw materials and on the manufacturing conditions. In a study of clinker grinding with chrome alloy balls of 17 – 28 % chromium, the hexavalent chromium of the cement increased to over twice that present in the original clinker.'

When dissolved in water, chromium (VI) may penetrate unprotected skin. This water soluble chromium (VI) may cause allergic dermatitis, also called 'cement eczema'. 'Cement eczema' also covers another type of dermatitis: irritant dermatitis, caused by the alkaline nature of cement mixed with water.

The EU Directive on chromates (2003/53/EC) restricted the marketing and use of cement with more than 0.0002 % (2 ppm) soluble chromium (VI). In general for the cement industry, it is not possible to reduce the chromate content in cement at the input phase, as the main sources are the raw materials. Therefore in 2007, the only way to reduce the water soluble chromium (VI) in cement is to add a reducing agent to the finished products. The main reducing agents used in Europe are ferrous sulphate and tin sulphate [86, EURITS, 2006], [103, CEMBUREAU, 2006], [111, European Commission, 2003].

1.2.6.3 Storage of cement

Both pneumatic and mechanical conveying systems can be used for transporting cement to storage silos. Mechanical systems normally have a higher investment cost but a much lower operating cost than pneumatic transport. A combination of air-slide or screw/chain conveyors with a chain bucket elevator is the most commonly used conveying system.

Different cements are stored separately in silos. Usually various silos are required for the storage of cements. However, new silo designs allow the storage of more than one type of cement in the same silo. The silo configurations used for cement storage are:

- single-cell silos with a discharge hopper
- single-cell silos with a central cone
- multi-cell silos
- dome silos with a central cone.

Compressed air is used to initiate and maintain the cement discharge process from these silos via aeration pads located at the bottom of the silo.

1.2.7 Packaging and dispatch

Cement is transferred from the silos either directly into bulk road, rail or ship tankers, or to a bag packaging station.

1.3 Current consumption and emission levels

It has to be noted that, if not otherwise mentioned in this document, for this section concerning the cement industry, the standard conditions for measurements of volume flows and concentrations of flue-gases are related to the following definitions which are also stated in the Glossary:

m^3/h	volume flow: if not otherwise mentioned in this document, the volume flows refer to 10 vol-% oxygen and standard state
mg/Nm^3	concentration: if not otherwise mentioned in this document, the concentrations of gaseous substances or mixtures of substances refer to dry flue-gas at 10 vol-% oxygen and standard state
standard state	refers to a temperature of 273 K, a pressure of 1013 hPa and dry gas

In addition, it has to be noted that the emissions ranges refer to a reference oxygen level of 10 % although the actual oxygen level within the firing process is much lower than 10 %, e.g. 3 %. The calculation formula for calculating the emissions concentration is shown below:

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

E_R (mg/Nm^3): emissions concentration related to the reference oxygen level O_R
O_R (vol %): reference oxygen level
E_M (mg/Nm^3): emissions concentration related to the measured oxygen level O_M
O_M (vol %): measured oxygen level

Additional useful information on monitoring can be found in the Reference Document on the General Principles of Monitoring (MON) [151, European Commission, 2003].

The main environmental issues associated with cement production are emissions to air and energy use. Waste water discharge is usually limited to surface run off and cooling water only and causes no substantial contribution to water pollution. The storage and handling of fuels is a potential source of contamination of soil and groundwater.

The purpose of a mass balance is to evaluate the mass components entering and exiting the system taking into account the law of mass conservation. The evaluation of all mass balance items requires a previous knowledge of process data like raw materials and fuel compositions, gas streams, atmospheric data, etc. In a cement plant, with a system consisting of raw mill, preheater, kiln and cooler, the following input and output flows are important:

- input flows:
  - raw materials (conventional and/or waste)
  - energy (fuels (fossil and/or waste and/or biomass), electrical energy)
  - water (including fuel moisture, raw material moisture, air moisture and water injection in raw mill)
  - air (primary air, transport air, cooling air and leak air)
  - auxiliary agents (mineral additions, packaging material)

- output flows:
  - clinker
  - process losses/waste (filter dusts)
  - emissions to air (e.g. dust, NO_x, SO_x; see also mass balance Figure 1.19)
  - emissions to water (in rare cases).

The input data are the following:

- dry process; five stage preheater, precalciner, grate cooler, vertical raw mill
- fuel: 100 % petroleum coke
- heat consumption: 3300 kJ/kg clinker
- petcoke (net) calorific value (NCV): 33500 kJ/kg fuel
- kiln feed: 1.66 kg/kg clinker; standard kiln feed chemical composition
- raw material factor: 1.52 kg/kg clinker and 5 % moisture
- air moisture: 1 %
- raw mill:
  - leak air: 30 %
  - water injection: 0.5 % kiln feed
- clinker/cement factor: 0.8.

A mass balance for the production of 1 kg of cement using the dry process with petcoke as the fuel is shown in Figure 1.19.

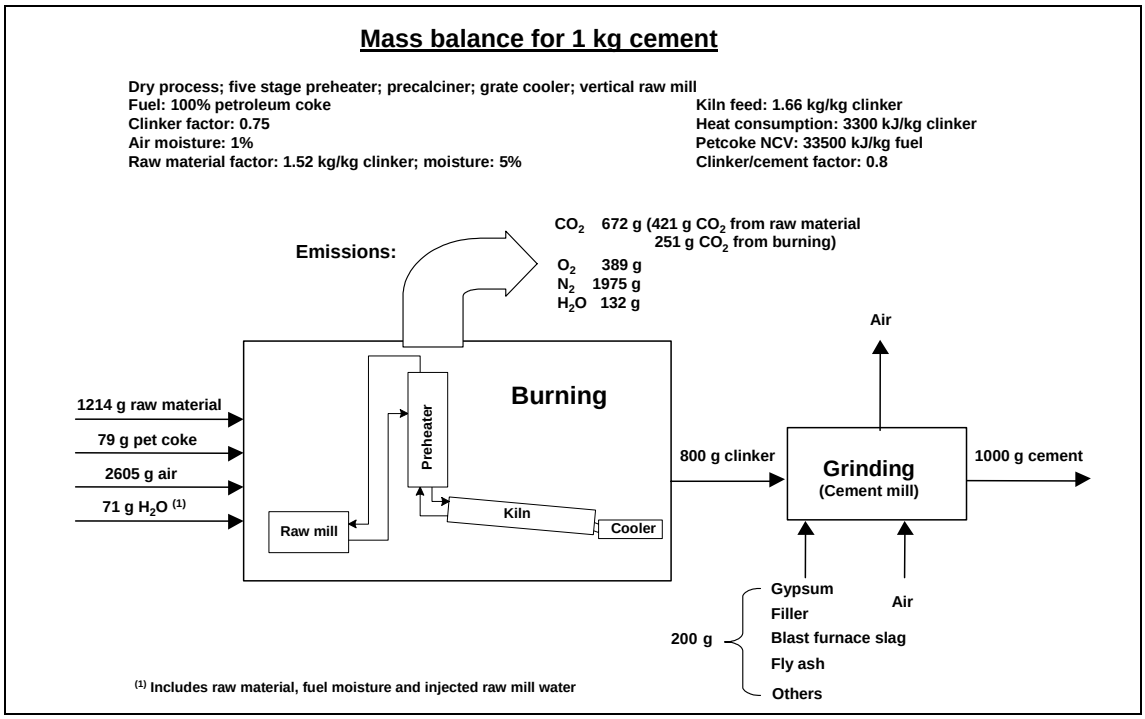

Figure 1.19: Mass balance for the production of 1 kg cement using the dry process [103, CEMBUREAU, 2006]

1.3.1 Consumption of water

Water is used at a number of stages during the production process. In only some cases, water is used for the preparation of raw material, in clinker burning and cooling processes, such as the cooling of gases, as well as in the technological process for slurry production. In the semi-dry process, water is used for pelletising the dry raw meal. Plants using the wet process use more water (per tonne of cement produced) in preparing the kiln feed slurry and a typical water consumption of 100 – 600 litres water per tonne clinker is reported. Furthermore, for special applications, water is used for clinker cooling and a water usage of around 5 m^3/hour has been reported. In most cases, the water consumed is not potable water [45, Schorcht, 2006], [75, Estonia, 2006], [81, Castle Cement UK, 2006], [103, CEMBUREAU, 2006], [120, Spain, 2007].

1.3.2 Consumption of raw materials

Cement manufacture is a high volume process. The figures in Table 1-15 indicate typical average consumptions of raw materials for the production of cement in the European Union. The figures in the final column are for a plant with a clinker production of 3000 tonnes/day or 1 million tonnes/year, corresponding to 1.23 million tonnes cement per year based on the average clinker content in European cement.

Materials (dry basis)	Per tonne clinker	Per tonne cement	Per year per Mt clinker
Limestone, clay, shale, marl, other	1.57 t	1.27 t	1568000 t
Gypsum, anhydrite	-	0.05 t	61000 t
Mineral additions	-	0.14 t	172000 t

Table 1-15: Consumption of raw materials in cement production
[9, CEMBUREAU, 1997 November]

1.3.2.1 Consumption of wastes as raw materials

The use of wastes as raw materials in the clinker burning process can replace a relatively large amount of raw materials (see also Section 1.2.4). The quantities of wastes used as raw materials in clinker production have more than doubled since 2001. In 2004, waste raw materials used in clinker production allowed the cement industry to make a direct saving of almost 14 million tonnes of conventional raw materials, which is equivalent to about 6.5 % of the natural raw materials needed.

However, these waste raw materials have to show and meet characteristics, chemical elements and components which are necessary for the clinker burning process. These waste materials may have an impact on the emissions behaviour of the process and an effect on the emissions. Impacts on emissions are discusses in Section 1.3.4.13. Table 1-16 lists the consumption of wastes used as raw materials characterised by chemical elements used by the EU-27 in 2003 and 2004 for clinker production. Figure 1.20 shows the share used by 20 countries of the EU-27.

Wastes used as raw materials			
Desired (primary) chemical elements	**Examples of waste streams**	**Quantities 2003 (million tonnes)**	**Quantities 2004 (million tonnes)**
Si	Spent foundry sand	1.52	1.50
Ca	Industrial lime Lime slurries Carbide sludge Sludge from drinking water treatment	2.20	2.44
Fe	Pyrite cinder Synthetic hematite Red mud	3.29	3.37
Al		0.71	0.69
Si-Al-Ca-Fe	Fly ash Slags Crusher fines	3.37	3.78
Soil		0.45	0.50
S group	Industry by-product gypsum		
F group	CaF_2 Filter sludge		
Others		1.56	1.71
Total		13.10	13.89

Table 1-16: Wastes used as raw materials characterised by chemical elements used in cement manufacturing in the EU-27 in 2003 and 2004
[74, CEMBUREAU, 2006], [103, CEMBUREAU, 2006]

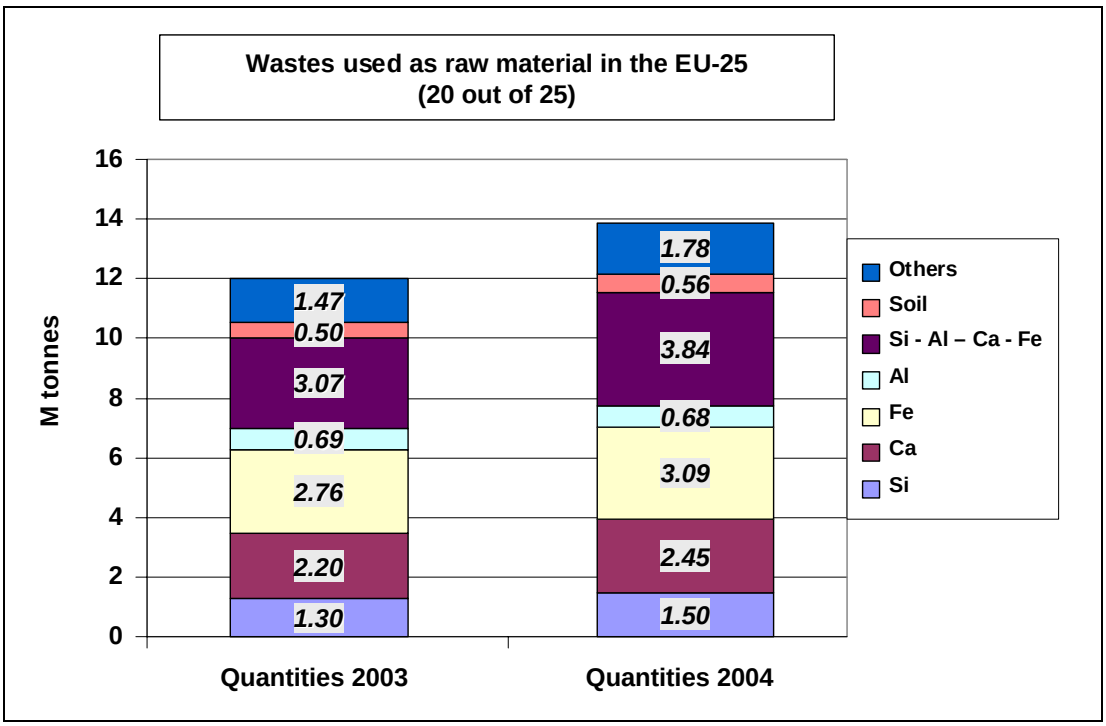

Figure 1.20: Wastes used as raw materials in 20 countries of the EU-27 [74, CEMBUREAU, 2006]

For cement grinding, the consumption of wastes as raw materials has increased. As an example, it was reported that the use of oil shale fly ash doubled up to 100 kt/yr from 2000 to 2005 [75, Estonia, 2006].

1.3.3 Use of energy

The cement industry is a highly energy consuming industry, depending on the process used. The use of fuels and electricity are the two main types of energy used in cement manufacture. Energy efficiency (both thermal and electrical) has been a priority for many decades for the European cement industry as part of the overall business decisions which are driven by economic and technological needs [103, CEMBUREAU, 2006].

1.3.3.1 Thermal energy demand

The theoretical thermal (fuel) energy demand for cement clinker production is determined by the energy required for the chemical/mineralogical reactions of the clinker burning process (1700 to 1800 MJ/tonne clinker) and the thermal energy required for raw material drying and preheating, mainly depending on the moisture content of the raw material as given by the examples shown in Table 1-17. In modern preheater kilns, the number of cyclones can be limited by the chemical composition of the raw material.

Characteristics	Unit	Raw material moisture (% w/w)			
		3	6	9	12
Number of cyclone stages	-	6	5	4	3
Enthalpy required for drying	MJ/$t_{clinker}$	150	290	440	599

Table 1-17: Examples of thermal energy required for drying the raw meal [137, Klein/Hoenig, 2006]

The actual thermal (fuels) demand for different kiln systems and kiln sizes is within the ranges shown in Table 1-18, as well as the fuel energy use for special cement production. Practical experience shows that the energy consumption of plants using the dry process, with multistage cyclone preheaters and precalcining kilns starts at about 3000 and can reach more than 3800 MJ/tonne clinker (as an annual average). The variations in this range are due to shutdowns and start-ups of the systems and e.g. because of different raw material properties. Table 1-17 gives an estimation of the influence of the raw material moisture on the thermal energy demand for cyclone preheater kilns

Specific thermal energy demand (MJ/tonne clinker)	Process
3000 – <4000	For the dry process, multistage (three to six stages) cyclone preheaters and precalcining kilns
3100 – 4200	For the dry process rotary kilns equipped with cyclon preheaters
3300 – 5400	For the semi-dry/semi-wet processes (Lepol kiln)
up to 5000	For the dry process long kilns
5000 – 6400	For the wet process long kilns
3100 – 6500 and higher	For shaft kilns and for the production of special cements

Table 1-18: Fuel energy use in cement manufacturing in the EU-27
[75, Estonia, 2006], [76, Germany, 2006], [84, CEMBUREAU, 2006], [92, Austria, 2006], [120, Spain, 2007], [168, TWG CLM, 2007]

Figure 1.21 shows the fuel energy use in the cement industry in the EU-27 in 2004 without a distinction being made between the different processes (dry, semi-dry/-wet or wet) and fuels (fossil and/or waste) used. Approximately 30 cement plants in the EU-27 are high consumers of fuel energy with more than 5000 MJ/tonne clinker, e.g. for the production of special cement such as white cement (see also Table 1-18). Energy consumption for white cement production is affected by a higher temperature which is needed for producing this type of white clinker in comparison to the production of other types of clinker (grey clinker) [75, Estonia, 2006], [84, CEMBUREAU, 2006], [120, Spain, 2007].

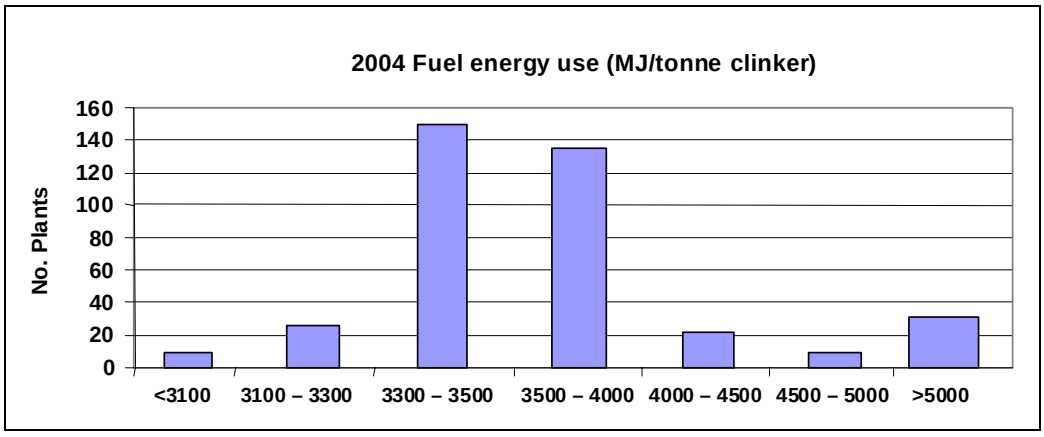

Figure 1.21: Fuel energy use in the EU-25 cement industry in 2004
[84, CEMBUREAU, 2006]

Different parameters can influence the specific energy consumption, such as [92, Austria, 2006]:

- size and plant design
  - three to six cyclone stages
  - calciner
  - tertiary air
  - compound operation of the mill
  - length to diameter ratio of the kiln
  - type of clinker cooler
- throughput of the kiln
- moisture content of raw materials and fuels
- raw material properties, such as burnability
- specific calorific value of the fuels
- type of clinker
- homogenising and precise metering of kiln feed material and fuels
- optimisation of process control including flame cooling
- bypass rate.

When changing the fuel mix used, the specific energy consumption per tonne of clinker can vary due to various reasons, depending on the type of fuels (conventional or waste fuel), their parameters, e.g. moisture content, reactivity or coarseness, and the calorific value of the fuels used.

One of the main impacts on energy consumption is due to the preparation of fossil fuels like coal or lignite which are, in many cases, partly or completely dried outside of the kiln system, even outside of the cement plant. Lignite, for example, can be extracted with a moisture content of above 50 % and needs to be dried before delivery to the cement plant. When replacing dried fuels by fuels having a higher moisture content, an increase of the energy consumption per tonne of clinker in the kiln system is possible, but can be globally compensated by the energy saved from the avoided drying and transport of fossil fuels.

On the issue of fuel moisture, the efficiency of the process varies depending on the type of fuel drying used, such as fuel drying by using waste heat from the process or effectively drying the fuel inside of the kiln, which will require more energy for removing the moisture content. Some fuels also partly contain wet minerals used as the raw material. These minerals are dried into the kiln system, and can also increase the specific energy consumption per tonne of clinker.

Furthermore, a high substitution rate of waste fuels in combination with different parameters, e.g. lower calorific values of these waste fuels, high moisture content, design of the plant, can relate to a higher energy use as shown in examples from Austria and the UK (see Section 1.3.3.3). In cases where plants are suitable and designed especially for the co-incineration of certain types of waste fuels, thermal energy consumption can still be in the range of between 3120 – 3400 MJ/t clinker. Austrian cement plants reported results from a 48 hours test trial with a considerable amount of low calorific value that included rather humid plastics achieving 3400 MJ/t clinker. Furthermore, in the UK, energy consumption of 3473 kJ/kg has been reported for a five stage precalciner kiln. However, potentials for improvements have been stated [81, Castle Cement UK, 2006], [92, Austria, 2006], [163, Castle Cement UK, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [171, A TEC, 2007].

1.3.3.2 Electrical energy demand

The main users of electricity are the mills (finish grinding and raw grinding) and the exhaust fans (kiln/raw mill and cement mill) which together account for more than 80 % of electrical energy usage. On average, energy costs – in the form of fuel and electricity – represent 40 % of the total production cost involved in producing a tonne of cement. Electrical energy represents up to 20 % of this overall energy requirement. The electricity demand ranges from 90 to 150 kWh/tonne cement. Between 2004 and 2006, electricity costs increased from 14 % of total cement production cost to 25 %. The wet process is more energy intensive than the semi-wet or the dry process [20, Rother, 1996 January,], [84, CEMBUREAU, 2006].

Electricity use is also determined by the nature of the products, through the use of milling requirements. In some cases, the use of electricity was minimised by replacing old raw material mills with new ones. Table 1-19 gives an overview of the relationship between the energy consumption of the different grinding techniques. It has to be noted that it is not always possible to replace one mill by another grinding device. Furthermore, it is worth mentioning that an assessment of the most appropriate grinding technique should always also consider the economic aspects.

Grinding process	Energy consumption	Maintenance requirements	Drying capacity	Suitability for grinding to great fineness
Ball mill	100 %	Minor	Average	Good
Gutbett roller mill	65 to 50 %	Minor to major	Low[1)]	Average
Vertical roller mill	75 to 70 %	Average	High	Average
[1)] Drying in classifier				

Table 1-19: Comparison of grinding techniques based on key characteristics [60, VDI 2094 Germany, 2003], [76, Germany, 2006]

1.3.3.3 Consumption of waste fuels

To cover the necessary energy demand, waste fuels as well as conventional fuels are used and the consumption of waste fuels has consistently increased over the last few years. In 2004 in Europe, 6.1 million tonnes of different types of wastes were used as fuels in cement kilns. Of these wastes, about one million tonnes were hazardous. In EU-23+ counties (see Glossary), substitution of traditional fuels by waste fuels is increasing sharply, rising from 3 % in 1990 to about 17 % in 2007, equivalent to saving about 4 million tonnes of coal [74, CEMBUREAU, 2006].

However, great differences can be observed between Member States with similar opportunities to increase substitution. In 2007, individual plants were already reaching substitution rates of more than 80 %. Up to 100 % of the energy consumption can be utilised by waste fuels, e.g. at a dry process kiln system, which consists of a rotary kiln with a four stage, two-string preheater and planetary cooler. An example is shown in Section 4.2.2.1.

It has to be noted that of these wastes, the calorific values vary very widely, from 3 to 40 MJ/kg. Literature shows that conventional fuels have calorific values (average, net) of, e.g. 26 – 30 MJ/kg for typical coal, 40 – 42 MJ/kg for typical fuel oil while solid waste can have a calorific value of 8.5 MJ/kg, and plastic material has a calorific value of up to 40 MJ/kg [143, Williams, 2005]. Waste fuels with adequate calorific values can replace fossil fuels and leads to fossil fuel savings. However, kilns have to be suitable for burning wastes and circumstances have to be optimised in order to be able to contribute to a high energy efficiency (see Sections 1.3.3.1 and 1.4.2.1.3). Table 1-20 shows examples of typical calorific values of different waste materials:

Examples of types of waste fuels (hazardous and non-hazardous)	Examples of calorific values (MJ/kg)
Wood	Approx. 16
Paper, cardboard	3 – 16
Textiles	up to 40
Plastics	17 – 40
Processed fractions (RDF)	14 – 25
Rubber/tyres	approx. 26
Industrial sludge	8 – 14
Municipal sewage sludge	12 – 16
Animal meal, fats	14 – 18, 27 – 32
Animal meal (carcase meal)	14 – 21.5
Coal/carbon waste	20 – 30
Agricultural waste	12 – 16
Solid waste (impregnated sawdust)	14 – 28
Solvents and related waste	20 – 36
Oil and oily waste	25 – 36
Oil-shale based fuel mix (85 – 90 % oil-shale)	9.5
Sewage sludge (moisture content >10 %)	3 – 8
Sewage sludge (moisture content <10 to 0 %)	8 – 13

Table 1-20: Examples of calorific values for different types of wastes used as fuels in the EU-27 [75, Estonia, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [180, Mauschitz, 2004]

It has to be noted that depending on the different parameters (see Section **1.4.2.1.3**), the annual average specific thermal energy demand also can increase, as shown in examples from the UK and Austria given below.

In example plants in the UK, the (net) calorific value of waste fuels used, e.g. derived from municipal, commercial and/or industrial wastes, can vary between 15 and 23 MJ/kg. However, in one plant a thermal substitution rate of 25 % of the total fuel used was reported which is equivalent to 30000 tonnes of coal. Since the waste fuels have a lower calorific value, the quantity of waste fuels required is 44118 t [153, Castle Cement UK, 2007], [154, CEMEX UK, 2006]. Another example shows that 125000 t waste fuels have to be used to replace 100000 t coal. This refers to 20 % more waste fuels used [81, Castle Cement UK, 2006].

In Austria between 1997 and 2004, the use of fossil fuels was constantly decreasing whereas the waste input increased from 19 % in 1997 to 47 % in 2004. The thermal energy demand first decreased from 3554 to 3481 MJ/t clinker in 2000. However, during the period 2000 to 2004 the fuel mix significantly changed (see Section 4.2.2.2, Table 4-21), with a significant decrease of coal (from 44.9 to 17.6 %) and, at the same time, a significant increase in using petcoke (from 3.2 to 16.0 %) and wastes, such as plastics (from 9.1 to 17.6 %) and other waste fuels (from 2.4 to 10.2 %) [92, Austria, 2006].

Furthermore, information regarding the examples of calorific values calculated for different types of waste treated and calculation examples for calorific values from waste can be found in the Reference Document on Best Available Techniques for Waste Incineration [57, European Commission, 2005].

The increase in the use of non-hazardous wastes is more significant than the increase in the use of hazardous wastes. This reflects societal evolution (increase in sewage sludge, animal meal, processed urban waste), as well as their increased focus on waste classification. With a thermal substitution rate of 17 % on average, which is as high as 100 % at times in some countries, considered that the use of wastes as fuels and raw materials in the clinker burning process is to be common practice. Out of the 6 million tonnes, about 10 % is biomass. Substitution rates of waste fuels used in EU-23+ countries are shown in Table 1-22 [74, CEMBUREAU, 2006], [75, Estonia, 2006], [76, Germany, 2006], [81, Castle Cement UK, 2006], [92, Austria, 2006], [107, Belgium, 2006], [112, Czech Republic, 2006].

Consumptions of different hazardous and non-hazardous wastes used as fuels for firing in EU-27 cement kilns are shown in Table 1-21 and Figure 1.22. The total consumption of waste fuels in EU-27 cement kilns increased from 2003 to 2004 [74, CEMBUREAU, 2006].

Types of waste fuels					
Group Nr.[1)]	Type of waste	Quantities in 1000 tonnes			
		2003		2004	
		Hazardous	Non-hazardous	Hazardous	Non-hazardous
1	Wood, paper, cardboard	0.000	214.991	1.077	302.138
2	Textiles	0.000	19.301	0.000	8.660
3	Plastics	0.000	354.070	0.000	464.199
4	RDF	4.992	570.068	1.554	734.296
5	Rubber/tyres	0.000	699.388	0.000	810.320
6	Industrial sludge	52.080	161.660	49.597	197.720
7	Municipal sewage sludge	0.000	174.801	0.000	264.489
8	Animal meal, fats	0.000	1313.094	0.000	1285.074
9	Coal/carbon waste	1.890	137.213	7.489	137.013
10	Agricultural waste	0.000	73.861	0.000	69.058
11	Solid waste (impregnated sawdust)	164.931	271.453	149.916	305.558
12	Solvents and related waste	425.410	131.090	517.125	145.465
13	Oil and oily waste	325.265	181.743	313.489	196.383
14	Others	0.551	199.705	0.000	212.380
Total		975.119	4502.435	1040.247	5133.353
[1)] Each grouping spans several EWC listings, see Table 4-1 in Section 4.2.1					

Table 1-21: Consumption of different types of waste used as fuels in EU-27 cement kilns in 2003 and 2004
[74, CEMBUREAU, 2006]

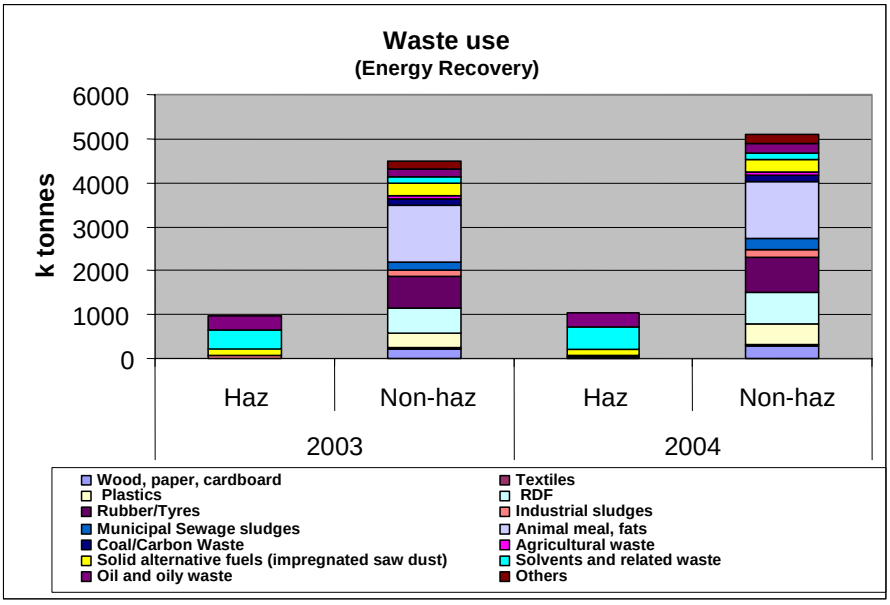

Figure 1.22: Consumption of different types of hazardous and non-hazardous waste used as fuel in cement kilns in the EU-27
[74, CEMBUREAU, 2006]

Country	Permitted capacities for waste fuels (t/yr)		Amount of waste fuels used (t/yr)		Percentage of heat release (%)			
					Hazardous waste		Non-hazardous waste	
	National range[1)]	National average	National range[1)]	National average	National range[1)]	National average	National range[1)]	National average
Austria[3)]	10000 – 35000	-	9500 – 39000	30000	30 – 45	12	15 – 50	35
Belgium, Netherlands, Luxembourg	-	-	58500 – 402000	138930	0 – 25	11	21 – 30	24
Czech Republic	90000[2)]	-	-	40000	0 – 40	15	0 – 100	37
Denmark, Finland, Sweden, Norway, Ireland	300000[2)]	-	22000 – 120000	75000	2 – 20	15	24 – 35	32
Estonia, Latvia, Poland, Hungary	15000 – 380000	125000	8000 – 67369	27271	13.4 – 14	13.7	16 – 26.1	17.5
France	125000 – 265000	-	300 – 113000	37374	0 – 41.2	14	0.4 – 52	14.6
Germany	-	-	218157[2)]	56857	0 – 25	5.2	76[2)]	43.6
Greece, Portugal, Romania, Slovenia	20000– 500000	20506	640 – 60000	9196	0 – 3.8	0.7	0.4 – 15.6	2
Italy	5000 – 115000	28000	5300 – 90600	13100	1.3 – 21	12	0.9 – 37	11.3
Spain	8800 – 100000	43000	2000 – 36000	15500	0 – 27.8	4.8	2 – 25	8.5
United Kingdom	25000 – 788400	182337	0 – 55960	24086	0 – 27.6	6	0 – 40	7.8

Note: Figures are aggregated from EU-23+ countries' replies
[1)] Minimum – maximum
[2)] Maximum
[3)] Only 2004 figures

Table 1-22: Substitution of waste fuels for cement production in EU-23+ countries
[168, TWG CLM, 2007], [178, CEMBUREAU, 2008]

1.3.4 Emissions to air

Emissions to air and noise emissions arise during the manufacture of cement. Furthermore with regard to the use of waste, odours can arise, e.g. from the storage and handling of waste (see Section 1.3.8). In this section, ranges of air pollutant emissions are presented for the process of cement production, including other process steps, such as the storage and handling of, e.g. raw materials, additives and fuels including waste fuels.

The IPPC Directive includes a general indicative list of the main air-polluting substances to be taken into account, if they are relevant for fixing emission limit values. Relevant to cement manufacture including the use of waste are:

- oxides of nitrogen (NO_x) and other nitrogen compounds
- sulphur dioxide (SO_2) and other sulphur compounds
- dust
- total organic compounds (TOC) including volatile organic compounds (VOC)
- polychlorinated dibenzo-p-dioxins and dibenzofurans (PCDDs and PCDFs)
- metals and their compounds
- hydrogen fluoride (HF)
- hydrogen chloride (HCl)
- carbon monoxide (CO).

Not mentioned on the list, but considered to be relevant for cement production is carbon dioxide (CO_2). Regarding CO_2 emissions and the emissions trading scheme, general information can be found in the Directive 2003/87/EC of the European Parliament and the Council of 13 October 2003 establishing a scheme for greenhouse gas emissions allowance trading within the Community and amending Council Directive 96/61/EC [99, European Commission, 2003]. Furthermore, emissions of NH_3 may be considered to be relevant, especially when using secondary measures/techniques for NO_x reduction, e.g. SNCR.

The main emissions from the production of cement are emissions to air from the kiln system. These derive from the physico-chemical reactions involving the raw materials and the combustion of fuels. The main constituents of the exit gases from a cement kiln are nitrogen from the combustion air; CO_2 from calcination of $CaCO_3$ and combustion of fuel; water vapour from the combustion process and from the raw materials; and excess oxygen.

In all kiln systems, the solid material moves countercurrently to the hot combustion gases. This countercurrent flow affects the emissions of pollutants, since it acts as a built-in circulating fluidised bed. Many components that result from the combustion of the fuel or from the transformation of the raw material into clinker remain in the gas phase only until they are absorbed by, or condensed on, the raw material flowing countercurrently.

The adsorptive capacity of the material varies with its physico-chemical state. This, in turn, depends on its position within the kiln system. For instance, material leaving the calcination stage of a kiln process has a high calcium oxide content and therefore has a high absorptive capacity for acid species, such as HCl, HF and SO_2.

Emission data from kilns in operation is given in Table 1-23. The emissions ranges within which kilns operate depend largely on the nature of the raw materials; the fuels; the age and design of the plant; and also on the requirements laid down by the permitting authority. For example, the concentration of impurities and the behaviour of the limestone during firing/calcination can influence emissions, e.g. the variation of the sulphur content in the raw material plays an important role and has an effect on the range of the sulphur emissions in the exhaust gas.

Reported emissions from European cement kilns[1)]			
Pollutant	**mg/Nm^3**	**kg/tonne clinker**	**tonnes/year**
NO_x (as NO_2)	145 – 2040	0.33 – 4.67	334 – 4670
SO_2	up to 4837[2)]	up to 11.12	up to 11125
Dust	0.27 – 227[3)]	0.00062 – 0.5221	0.62 – 522
CO	200 – 2000[4)]	0.46 – 4.6	460 – 11500
CO_2	-	approx. 672 g/t_{cement}	1.5456 million
TOC/VOC	1 – 60[5)]	0.0023 – 0.138	2.17 – 267
HF	0.009 – 1.0	0.021 – 2.3 g/t	0.21 – 23.0
HCL	0.02 – 20.0	0.046 – 46 g/t	0.046 – 46
PCDD/F	0.000012 – 0.27 ng I-TEQ/Nm^3	0.0276 – 627 ng/t	0.0000276 – 0.627 g/year
Metals[7)]			
Hg	0 – 0.03[6)]	0 – 69 mg/t	0 – 1311 kg/year
∑ (Cd, Tl)	0 – 0.68	0 – 1564 mg/t	0 – 1564 kg/year
∑ (As, Sb, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V)	0 – 4.0	0 – 9200 mg/t	0 – 9200 kg/year

[1)] Mass figures are based on 2300 m^3/tonne clinker and one million tonnes clinker per year. Emissions ranges are yearly averages and are indicative values based on various measurement techniques. The reference O_2 content is normally 10 %

[2)] Values from SO_2 measurements in the clean gas of 253 rotary kilns. 11 measurements are above the scale. Of these, 7 are of '0' substitution rate, 3 are '0 – 10', and one is 'above 40'. High SO_2 emissions are to be expected when the raw materials contain volatile sulphur compounds (e.g. pyrite). Indeed, these oxidisable compounds may be converted to SO_2 as early as in the upper cyclone stages. This SO_2 can be captured in the raw mill by the finely ground raw material

[3)] The figures are values from continuous dust measurements in the clean gas of 253 rotary kilns. 8 measurements are above the scale. The emission levels largely depend on the state of the abatement equipment

[4)] In some cases, CO emissions can be higher than 2000 mg/Nm^3 and up to 5000 mg/Nm^3 (11.5 kg/tonne clinker), e.g. due to NO_x reduction

[5)] Yearly average values from 120 measurements; only a few values range above 60 mg/Nm^3 (up to 122.6 mg/Nm^3 or 0.28 kg/tonne clinker)

[6)] Collected from 306 spot measurements with an average value of 0.02 mg/Nm^3 and an upper value of 0.57 mg/Nm^3 (1311 mg/tonne clinker)

[7)] '0' implies LOD=level of detection

Table 1-23: Data of emissions ranges from European cement kilns
[8, CEMBUREAU, 2001], [9, CEMBUREAU, 1997 November], [12, Netherlands, 1997], [19, Haugh, 2001], [29, Lohse, 2001], [97, CEMBUREAU, 2007], [168, TWG CLM, 2007]

Typical kiln exhaust gas volumes expressed as m^3/tonne of clinker (dry gas, 101.3 kPa, 273 K) are between 1700 and 2500 for all types of kilns [8, CEMBUREAU, 2001]. Suspension preheater and precalciner kiln systems normally have exhaust gas volumes of around 2300 m^3/tonne of clinker (dry gas, 101.3 kPa, 273 K).

There are also channelled emissions of dust from other sources, such as grinding (milling) and handling operations, raw materials, solid fuel and product. There is a potential for the diffuse emissions of dust from any outside storage of raw materials and solid fuels as well as from any materials transport systems, including cement product loading. The magnitude of these emissions can be significant if these aspects are not well engineered or maintained and being released at a low level can lead to local nuisance problems.

1.3.4.1 Dust (particulate matter)

1.3.4.1.1 Channelled dust emissions

Traditionally, the emissions of dust (PM), particularly from kiln stacks, have been one of the main environmental concerns in relation to cement manufacture. The main sources of dust emissions are the raw material preparation process (raw mills), grinding and drying units, the clinker burning process (kilns and clinker coolers), the fuel preparation and cement grinding unit (mills). Subsidiary processes of a cement plant lead to dust emissions, independent of whether waste is used or not, such as:

- crushing of raw materials
- raw material conveyors and elevators
- storage for raw materials and cement
- grinding mills for raw materials, cement and coal
- storage of fuels (petcoke, hard coal, lignite) and
- dispatch of cement (loading).

In all these processes, large volumes of gases flow through dusty materials. In cases like crushing, grinding and dispatch, equipment is kept under slight suction and these sources are normally equipped with fabric filters. The design and reliability of modern electrostatic precipitators and fabric filters ensure dust emissions can be reduced to levels where they cease to be significant; emission levels of below 10 mg/Nm^3 (daily average values) are achieved in 37 % of the reported installations. Examples of system types and the amount of filter dust and dust extraction are shown in Table 1-24.

Total dust emissions are continuously measured at 253 rotary kilns and spot dust measurements are collected from 180 rotary kilns, as shown in Figure 1.23 and Figure 1.24. These measurements are all taken from different plants located in EU-27 and EU-23+ countries (see Glossary). The thermal substitution is marked in this figure by using different colours. Most of the dust emissions range between 0.27 and less than 30 mg/Nm^3. Continuously measured emissions were reported as the annual average of 24 hour averages [97, CEMBUREAU, 2007]. Measured values relate to 1 m^3 of dry gas under standard conditions.

Furthermore, typical clean gas dust contents (daily average values) are attained by rotary kiln systems equipped with an ESP range of between <10 and 30 mg/Nm^3. After flue-gas abatement with fabric filters, reported dust emissions ranges from <10 to 20 mg/Nm^3, as a daily average value [92, Austria, 2006], [75, Estonia, 2006], [76, Germany, 2006], [90, Hungary, 2006], [112, Czech Republic, 2006].

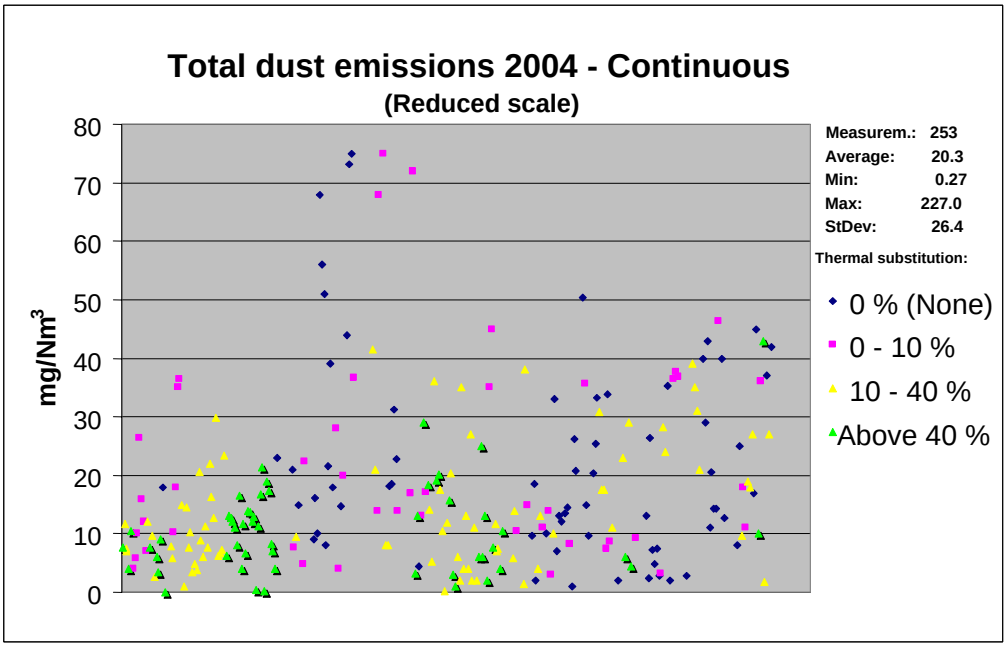

Figure 1.23: Ranges of emission values from continuous dust measurements in the clean gas from 253 rotary kilns in the EU-27 and EU 23+ countries
[97, CEMBUREAU, 2007]

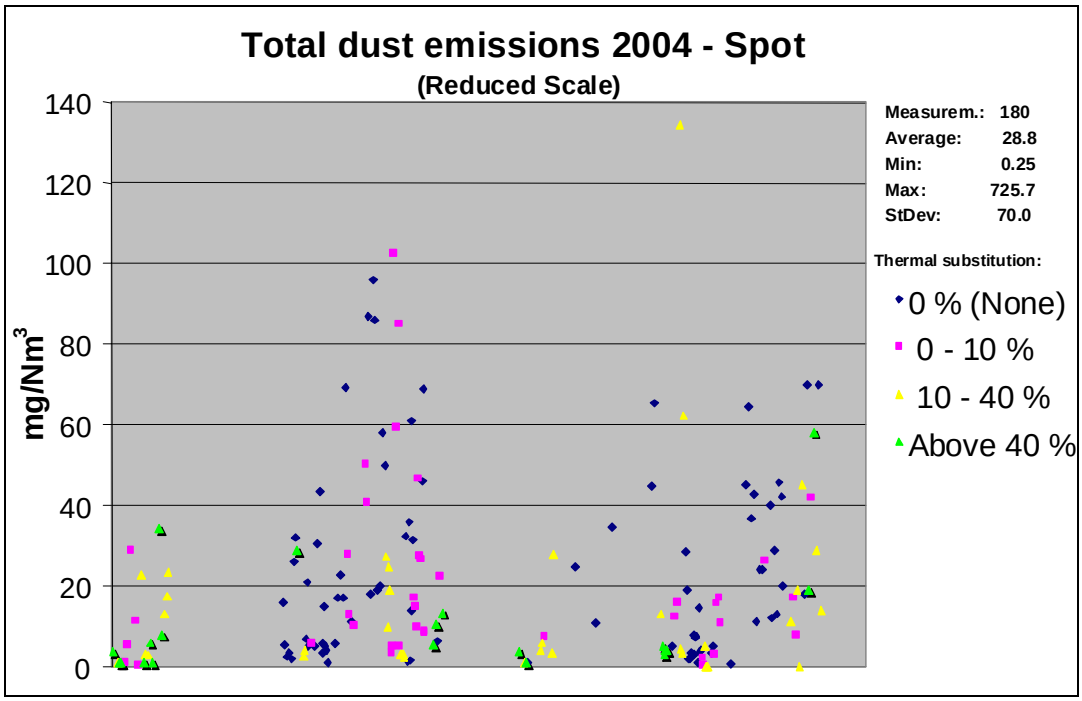

Figure 1.24: Dust emission values from 180 spot dust measurements in the clean gas of rotary kilns in the EU-27 and EU 23+ countries
[97, CEMBUREAU, 2007]

Table 1-24 shows examples of some types of ESPs and fabric filters. The values represent typical ranges and the values in brackets refer to extreme values that have been reported in some individual cases. The overview also shows an estimation of filter dust and dust extraction where applicable. Compound and direct operation are related to mill operations (mill on, mill off).

Types of systems and operational data for dust reduction			
Parameter	**Unit**	**ESPs**	**Fabric filters**
Year of construction		1962 – 2004	1999 – 2005
Pressure loss	hPa	1 – 8	(2)[1] 10 – 12
Temperature	°C	90 – 190	90 – 160[2]
Electric energy demand	kWh/t clinker	1 – 4	0.1 – 0.2
Fan power demand	kWh/t clinker	0.15 – 1.2	1.5 – 1.8
Total energy demand	kWh/t clinker	1.15 – 5.2	1.6 – 2.0
Amount of filter dust and dust extraction			
Parameter	**Unit**	**Compound operation**	**Direct operation**
Amount of filter dust	kg/t clinker	54 – 144 (1718)[1]	(10 – 70)[1] 80 – 200
Dust extraction	kg/t clinker	0 – 35	0 – 66 (165)[1]
[1] Reference to extreme values that have been reported in some individual cases. [2] 240 °C was reported by using glass fibres with a PTFE membrane.			

Table 1-24: Example of system types used for dust extraction, operational data and energy demand
[76, Germany, 2006], [103, CEMBUREAU, 2006]

In some cases, ESPs will have to be shut down during elevated CO levels in the flue-gases for safety reasons (CO trips). To preclude any operating trouble, elevated CO concentrations in exhaust gas and the resultant formation of explosive mixtures must be reliably ruled out. An automatic CO monitoring device needs to monitor the flue-gas continuously. During different phases of the kiln firing process as well as during shutdowns and start-ups of the kiln system, examples of CO trips were reported in different ranges and time periods. In Ireland in 2006, in some cases during CO trips dust emissions above 60 and up to 130 mg/Nm^3 (half hourly average values) have been reported with frequencies of between one to six times per month. Of these, ESP trip-outs of between 1 – 13 minutes/trip and a total duration of up to 184 minutes have been reported [159, Ireland, 2006]. However, frequencies of CO trips were minimised, e.g. at German cement plants, and examples of total duration ranges of between 1 and 29 minutes per year, respectively <0.001 – 0.009 % of the total kiln operation were reported as shown in Table 1-25.

Year	Total duration	
	(minutes)	(% of total kiln operation time)
2000	12	0.003
2001	29	0.009
2002	1	<0.001
2003	6	0.001
2004	5	0.001

Table 1-25: Examples of frequencies of CO trips in a German cement plant
[158, Germany, 2007]

1.3.4.1.2 Fine dust emissions PM_{10} and $PM_{2.5}$

Dust emissions of PM_{10} and $PM_{2.5}$ consist of fine particles with a grain size of less than 10 and less than 2.5 microns in diameter respectively which can arise in solid form or as aerosols. These types of fine dust may result from a series of physico-chemical reactions involving different precursor gases, such as nitrogen oxides and sulphur, and ammonia reacting to form sulphate, nitrate and ammonium particulate matter, and can cause human health problems. In the cement industry, PM_{10} and/or $PM_{2.5}$ may arise from the burning and cooling process; however, subsidiary processes (see Section 1.3.4.1.1) can also lead to fine dust formation.

Within the last few years, different measurement methodologies and sampling devices in combination with calculation models have been developed to determine and size segregate these very fine dust fractions and their distribution, e.g. on the basis of the dust total emissions measured from the flue-gas stream. An investigation from Germany shows that the major part of the total dust emissions is emitted as fine dust, independent of the concentration of the total dust in the waste gas. By applying electrostatic precipitators, approximately 90 % of the dust fraction is less than 10 µm (PM_{10}) and approximately 50 % less than 2.5 µm ($PM_{2.5}$), as examples from the cement industry show (see Table 1-26). Total dust emissions were measured with filter sampler measurements (plane filter device). Cascade impactors were used to withdraw dust under isokinetic conditions and to separate it into size segregated particulate fractions from the flue-gas stream. Furthermore, examples of fine dust fractions emitted from Irish cement plants can be found in Section 4.2.2.3. Hence a major part of the fine dust can be reduced by reduction of the total dust load. Plants equipped with high efficiency dedusting systems contribute relatively little to the fine dust burden [113, Ireland, 2007], [117, Germany, 2000].

Emissions source		Total dust concentration[1] (mg/Nm³)	Fine dust fraction (%)			Fine dust concentration (mg/Nm³)		
			<2.5	<10	>10	<2.5	<10	>10
			µm					
Kiln (ESP)[2]	Kiln flue-gas after ESP	15.4	51	87	13	7.9	13.4	2.9
Clinker cooler (ESP)	Clinker cooler flue-gas after ESP	14.0	68	99	1	9.5	13.9	≤0.1
Cyclone preheater (ESP), direct mode[3]	Kiln flue-gas after ESP	2.3	84	97	3	1.9	2.2	≤0.1
Cyclone preheater (ESP), combined mode[4]	Kiln flue-gas after ESP	4.8	66	97	3	3.2	4.7	≤0.1

[1] Total dust measured with filter sampler measurements (plane filter device), size segregation with cascade impactors
[2] Lepol kiln, now shut down
[3] Mill off
[4] Mill on

Table 1-26: Investigation on fine dust distribution in total dust from German cement kilns [117, Germany, 2000]

The Regional Air Pollution Information and Simulation model (RAINS) has been extended to explore synergies and trade-offs between the control of local and regional air pollution and the mitigation of global greenhouse gas emissions. This new Greenhouse Gas and Air Pollution Interactions and Synergies model (GAINS) assists in the search for pollution control strategies that maximise benefits across all scales.

The RAINS model shows that PM_{10} and $PM_{2.5}$ represent 60 % of total particulate matter (78 g/Nm³) in the raw gas (before treatment), as shown in Table 1-27. Examples of dust reduction techniques along with reduction efficiencies can be found in Table 1-28.

Parameter	Raw gas concentration
Total particulate matter (TPM)	130 g/Nm³
PM_{10}	42 % of TPM
$PM_{2.5}$	18 % of TPM

Table 1-27: Examples of raw gas concentrations of dust according to the RAINS model [172, France, 2007]

Technique	Reduction efficiency (%)		
	Total particulate matter	PM_{10}	$PM_{2.5}$
Cyclone	74.4	52.86	30
ESP 1	95.8	94.14	93
ESP 2	98.982	97.71	96
ESP 3	99.767	99.51	99
Fabric filter	99.784	99.51	99
Wet scrubber	98.982	97.71	96

Table 1-28: Examples of dust reduction techniques along with reduction efficiencies according to the RAINS model
[172, France, 2007]

1.3.4.1.3 Diffuse dust emissions

Diffuse dust emissions can arise during the storage and handling of materials and solid fuels, e.g. from open storage, conveyors of raw materials, and also from road surfaces because of road transport. Dust arising from packaging and dispatch of clinker/cement can also be significant. The impact of diffuse emissions can be a local increase in levels of dust, whereas process dust emissions (generally from high stacks) can have an impact on the air quality over a much larger area.

Conveyors and elevators are constructed as closed systems, if dust emissions are likely to be released from dusty material. Roads used by lorries are paved and cleaned periodically in order to avoid diffuse dust emissions. In addition, spraying with water at the installation site is used to avoid these emissions. Wherever possible, closed storage systems are used [76, Germany, 2006].

1.3.4.2 Nitrogen oxides

The clinker burning process is a high temperature process resulting in the formation of nitrogen oxides (NO_x). These oxides are of major significance with respect to air pollution from cement manufacturing plants. They are formed during the combustion process either by a combination of fuel nitrogen with oxygen within the flame or by a combination of atmospheric nitrogen and oxygen in the combustion air.

There are two main sources for the production of NO_x:

- thermal NO_x:
  - part of the nitrogen in the combustion air reacts with oxygen to form various oxides of nitrogen
  - is the major mechanism of nitrogen oxide formation in the kiln flame
- fuel NO_x:
  - compounds containing nitrogen, chemically bound in the fuel, react with oxygen in the air to form various oxides of nitrogen.

Nevertheless, some slight changes in the NO_x emissions while using wastes may be observed:

- NO_x from primary firing can be lower if waste fuels include water or require more oxygen (impact on the flame temperature, which is lowered). The effect is comparable to flame cooling
- NO_x from secondary/precalciner firing can be lower if coarse fuel creates a reducing zone [97, CEMBUREAU, 2007].

Furthermore, NO_x may also be formed by the oxidisation of NH_3, if this is injected for NO_x reduction into an inadequate temperature zone of the kiln where temperatures are less than 1000 ºC.

Thermal NO_x forms at temperatures above 1050 ºC. For reasons of clinker quality, the burning process takes place under oxidising conditions, under which the partial oxidation of the molecular nitrogen in the combustion air results in the formation of nitrogen monoxide. Thermal NO_x is produced mainly in the kiln burning zone where it is hot enough to achieve this reaction. The amount of thermal NO_x produced in the burning zone is related to both burning zone temperature and oxygen content (air excess factor). The rate of reaction for thermal NO_x increases with temperature; therefore, hard-to-burn mixes which require hotter burning zones will tend to generate more thermal NO_x than kilns with easier burning mixes. The rate of reaction also increases with increasing oxygen content (air excess factor). Running the same kiln with a higher back-end oxygen content (air excess factor) will result in a higher thermal NO_x generation in the burning zone (although emissions of SO_2 and/or CO may decrease).

NO and NO_2 are the dominant nitrogen oxides in cement kiln exhaust gases. Fuel NO_x from nitrogen compounds in fuel is of lower importance. In cement rotary kiln systems, formation of fuel NO (nitrogen monoxide) in the area of the main firing is insignificant. NO_x emissions from a cement kiln are normally related to the airborne nitrogen rather than by the fuel fired. Nitrogen monoxide (NO) accounts for about 95 % and nitrogen dioxide (NO_2) for about 5 % of nitrogen oxides present in the exhaust gas of rotary kiln plants [76, Germany, 2006], [92, Austria, 2006], [97, CEMBUREAU, 2007]. Fuel NO_x is generated by the combustion of the nitrogen present in the fuel at the lower temperatures prevailing in a secondary firing unit. Nitrogen in the fuel either combines with other nitrogen atoms to form N_2 gas or reacts with oxygen to form fuel NO_x. In a precalciner, the prevailing temperature is in the range of 850 – 950 °C, which is not high enough to form significant thermal NO_x, but fuel NO_x will occur. Similarly, other types of secondary firing of fuel in the back-end of a kiln system, such as in the kiln riser pipe of a suspension preheater kiln or the calcining chamber of a preheater grate, may give rise to fuel NO_x. Therefore, in precalciner kilns, where up to 60 % of the fuel can be burned in the calciner, fuel NO_x formation significantly contributes to the total NO_x emissions. The thermal NO_x formation in these kilns is much lower when compared to kilns where all the fuel is burned in the sintering zone.

The NO_x emissions vary depending on which kiln process is used. Besides temperature and oxygen content (air excess factor), NO_x formation can be influenced by flame shape and temperature, combustion chamber geometry, the reactivity and nitrogen content of the fuel, the presence of moisture, the available reaction time and burner design.

On a yearly average, the European cement kilns emit about 785 mg NO_x/Nm^3 (expressed as NO_2) with a minimum of 145 mg/Nm^3 and a maximum of 2040 mg/Nm^3. In 2004, example data of NO_x emissions were collected from different plants located in several EU-27 and EU-23+ countries (see Glossary) and categorised by the thermal substitution rate as shown in Figure 1.25 and Figure 1.26. Continuously measured emissions were reported as the annual average of 24 hour averages. Measured values relate to one m^3 of dry gas under standard conditions [94, European Commission, 2004], [97, CEMBUREAU, 2007].

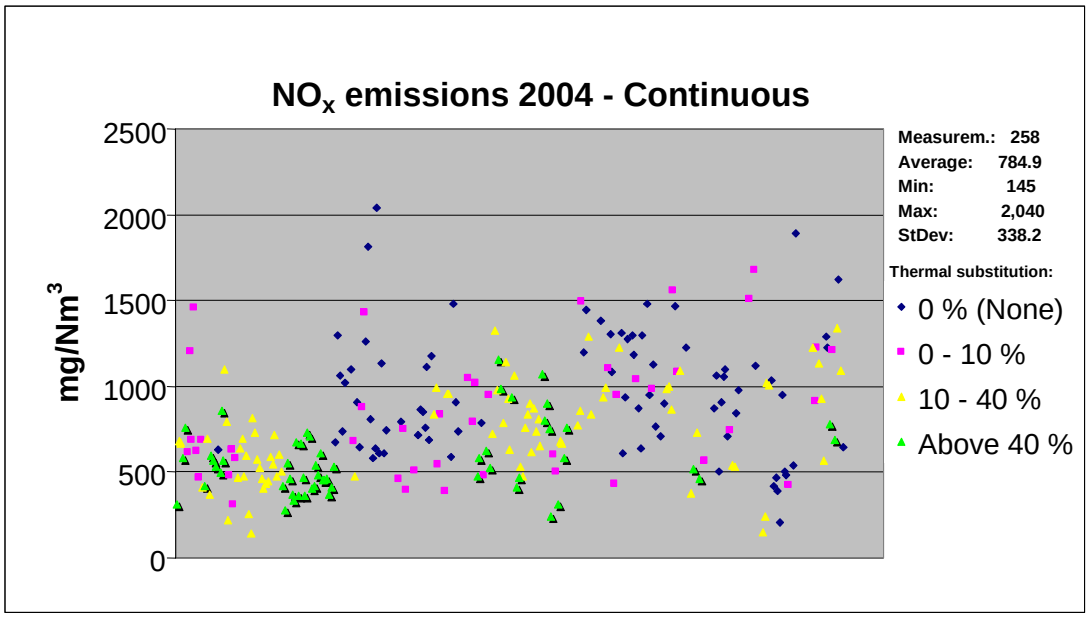

Figure 1.25: NO_x emissions (expressed as NO_2) from cement kilns in the EU-27 and EU-23+ countries in 2004 categorised by substitution rate
[97, CEMBUREAU, 2007]

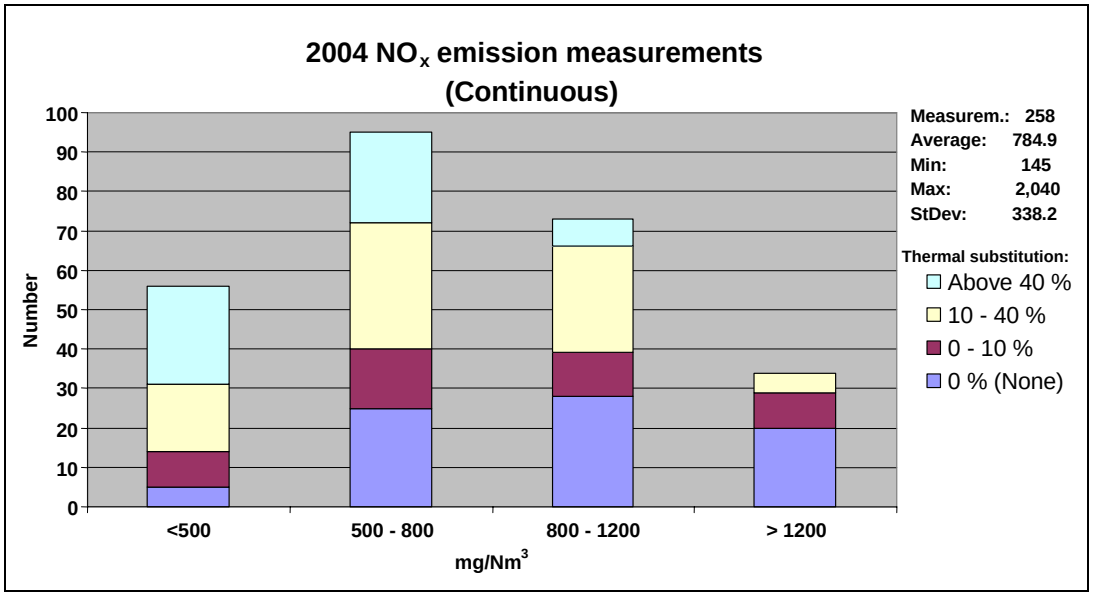

Figure 1.26: Distribution of measurements categorised by the thermal substitution rate of NO_x levels
[97, CEMBUREAU, 2007]

In Austria, the yearly average of NO_x emissions in 2004 was 645 mg/Nm^3 (yearly mean average, based on continuous measurement, standard conditions) and these values varied from 313 – 795 mg NO_x/Nm^3, measured as yearly average values. The highest and the lowest ranges were measured at different plants. All Austrian kilns use primary measures/techniques, three kilns have flame cooling, two kilns have staged combustion and five kilns are equipped with the SNCR technique, of which two are in a pilot phase. In 2007, all Austrian cement kilns were equipped with SNCR [92, Austria, 2006].

In Germany in 2006, eight kilns were operated with the staged combustion technique while 34 kilns used the SNCR technique for NO_x reduction. Ranges of NO_x emissions concentrations of 200 – 800 mg/Nm^3 as yearly average values were measured in the clean gas from 43 rotary kilns. Since 2007 due to national legislation, German cement kilns have to keep a NO_x emission limit of at least 500 mg/Nm³. Most SNCR installations operating in Germany are designed and/or operated for NO_x reduction rates of 10 – 50 % and NO_x emission levels of below 500 mg/Nm^3. In combination with process-integrated measures/techniques, emission values of between 200 – 500 mg/Nm^3 as a daily average value are achieved depending on the individual emission limit value determined in the permit [76, Germany, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [173, Germany, 2007].

In Sweden, the high efficiency SNCR technique has been in operation since 1997 in three cement kilns. Since then, the long term NO_x emissions have been around 200 mg/Nm^3. The yearly average value in 2004 was 221 mg/Nm^3, while monthly average values range from 154 to 226 mg/Nm^3. The NO_x load is between 130 and 915 t/yr [114, Sweden, 2006].

NO_x emissions in Finnish cement plants range between 500 and 1200 mg/Nm^3 measured as a yearly average value [63, Finland, 2006]. In the Czech Republic, NO_x emissions in a range of 400 to 800 mg/Nm^3 have been measured [112, Czech Republic, 2006]. In France in 2001, the average measure of NO_x emissions from 33 cement plants was 666 mg/Nm^3 [116, France, 2002]. On a wet long cement kiln in Denmark, SNCR is applied and with a reduction efficiency of 40 – 50 % a NO_x emission level of <800 mg/Nm^3 were reported [182, TWG CLM, 2008]

For white cement production, some raw materials have difficulties in becoming clinker during the firing process and they need higher flame temperatures, depending on their crystallography or mineralogy. One special case is that of white clinker, where the absence of fusing metals leads to clinker temperatures of about 150 °C higher than for grey clinker. Higher flame temperatures also lead to higher thermal NO_x formation [120, Spain, 2007].

Techniques for NO_x reduction in the cement industry are described in Section 1.4.5.1. Furthermore, the in 2008 known numbers of full scale installations with NO_x abatement techniques in the EU-27 and EU-23+ countries are presented in Table 1-33 in Section 1.4.5.1.

Flame cooling is used for NO_x reduction. Reduction rates/efficiencies from 10 – 35 % have been reported. Reported emissions ranges which have been achieved by using flame cooling are shown in Figure 1.27. A level of less than 500 mg/Nm^3 was achieved from two plants, emissions ranges of 500 – 800 mg/Nm^3 were achieved by seven plants, and ranges of 800 - 1000 mg/Nm^3 were achieved by 11 plants (yearly average values). In comparison to these emissions ranges achieved by several plants, Figure 1.28 shows the NO_x emissions ranges which were achieved by several cement plants without applying flame cooling. Just a small numbers of plants achieve the lower NO_x emissions range.

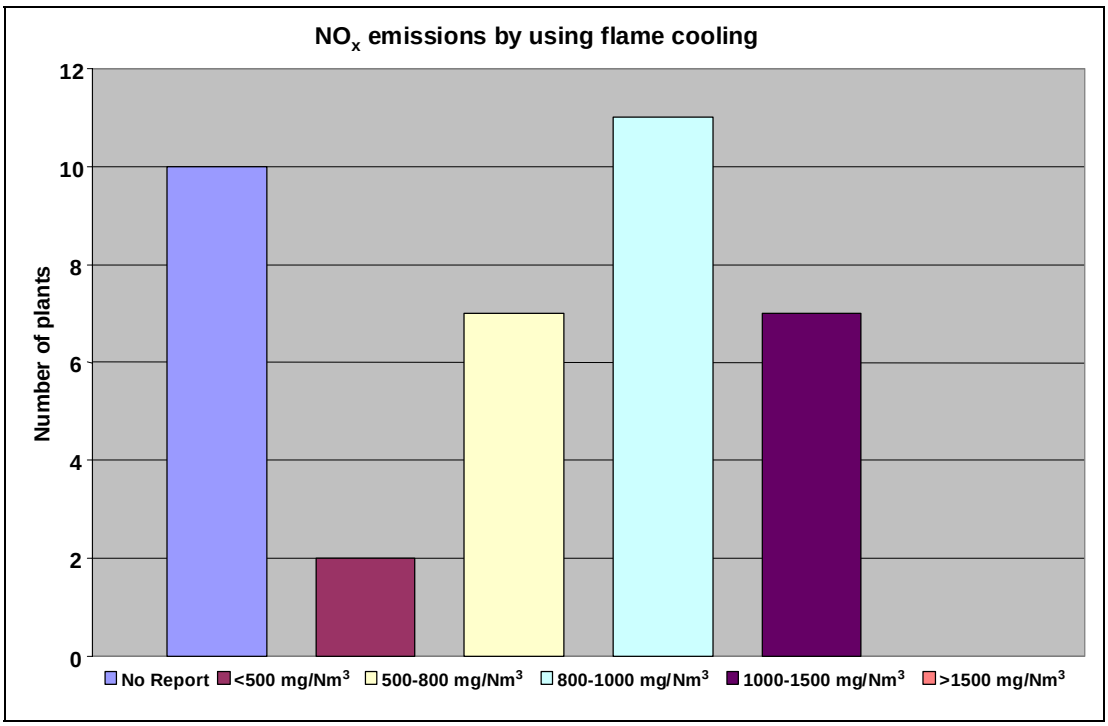

Figure 1.27: Achieved NO_x emissions ranges by using flame cooling in several cement plants in the EU-23+
[85, CEMBUREAU, 2006]

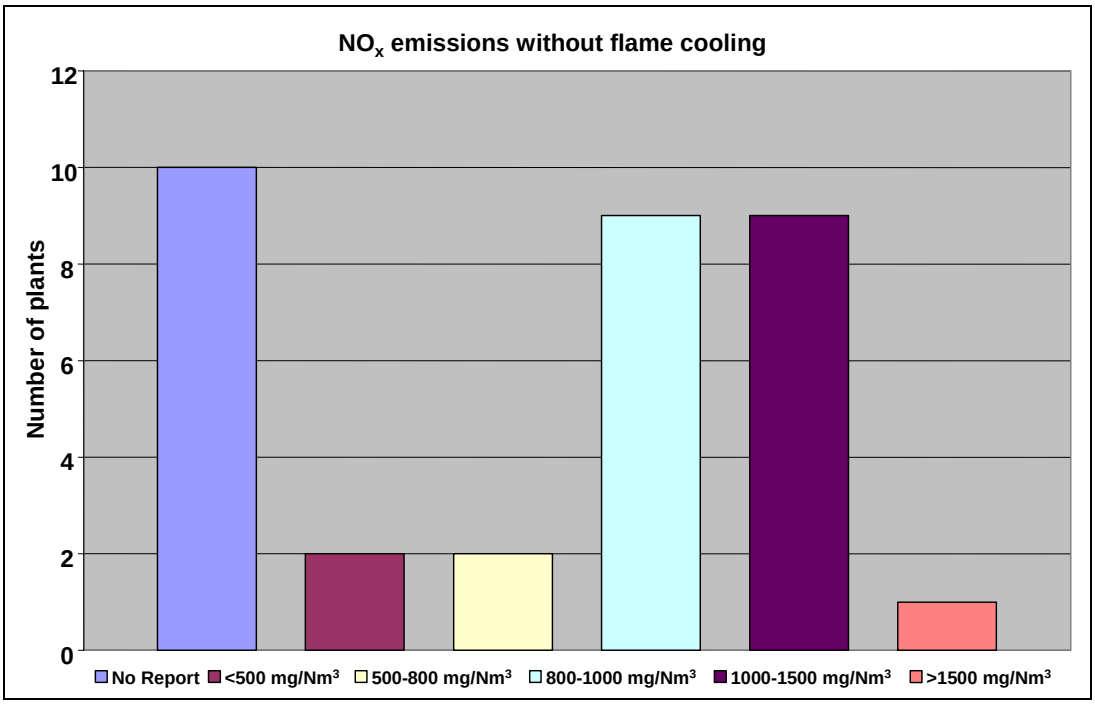

Figure 1.28: Achieved NO_x emissions ranges from several cement plant in the EU-23+ not using flame cooling
[85, CEMBUREAU, 2006]

As shown in Figure 1.29 and Figure 1.30, the use of SNCR for NO_x reduction in cement plants reduces the achieved NO_x emissions range in comparison to cement plants not using SNCR technique (yearly average values).

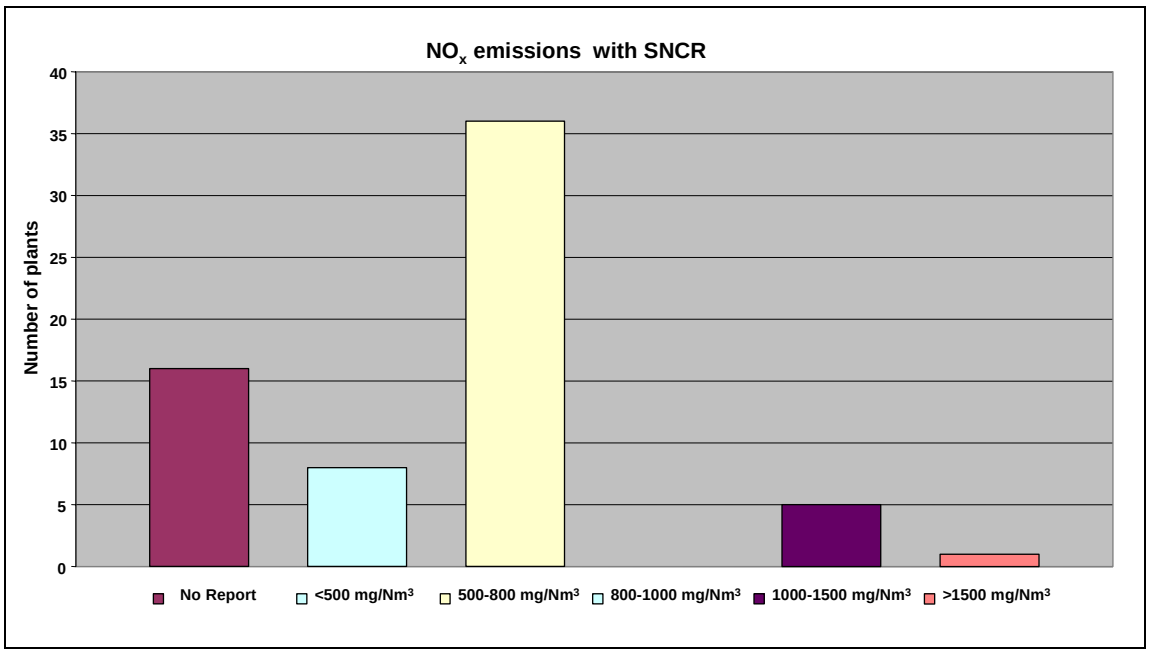

Figure 1.29: NO_x emissions achieved by several cement plants using SNCR for NO_x reduction [85, CEMBUREAU, 2006]

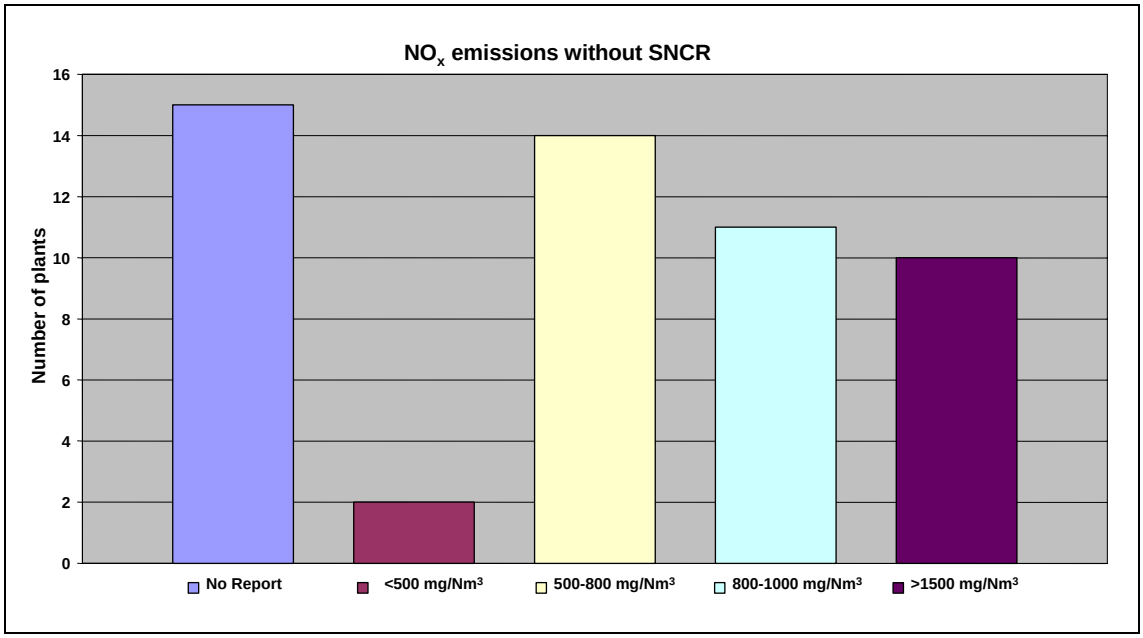

Figure 1.30: NO_x emissions ranges achieved by several cement plants without using SNCR [85, CEMBUREAU, 2006]

1.3.4.3 Sulphur dioxide

SO_2 emissions from cement plants depend on the total input of sulphur compounds and the type of process used, and are primarily determined by the content of the volatile sulphur in the raw materials and possibly by the fuels. The production and potential emissions of SO_x also depend on the sulphur circulation which occurs in the kiln system. The sulphur is emitted from different outputs of the kiln system, such as SO_2 in the exhaust gases, $CaSO_4$ and other combined compounds in the clinker and the dust. However, the greater part of the sulphur is incorporated in the clinker or discharged from the system by the process.

Depending on their respective deposits, the raw materials may contain sulphur bound as sulphate or sulphide. Sulphates are stable compounds which are only partly thermally decomposed at the high temperatures prevailing in the sintering zone of rotary kiln systems, which may be increased by localised reducing conditions, and the combustion of fuels and wastes. Consequently, sulphur present in sulphate form is more or less completely discharged from the kiln system with the clinker where required for clinker quality. Sulphides, by contrast, are oxidised in the preheater and partly emitted in the form of sulphur dioxides.

Sulphur introduced into the kiln system with the fuels is oxidised to SO_2 and will not lead to significant SO_2 emissions, due to the strong alkaline nature in the sintering zone, the calcination zone and in the lower stage of the preheater. This sulphur enters the calcining zone of the kiln system together with the minor concentrations of SO_2 resulting from partial sulphate decomposition in the sintering zone. In the calcining zone, SO_2 reacts among other things (inter alia) with alkalis and alkali sulphates originating from the raw materials. On contact with the partly decarbonated raw meal, the excess SO_2 is first reacted to $CaSO_3$ and then to $CaSO_4$. These sulphates once again enter the rotary kiln. In this way, sulphur cycles are created, which are at equilibrium with the sulphur discharged via the clinker (Figure 1.31).

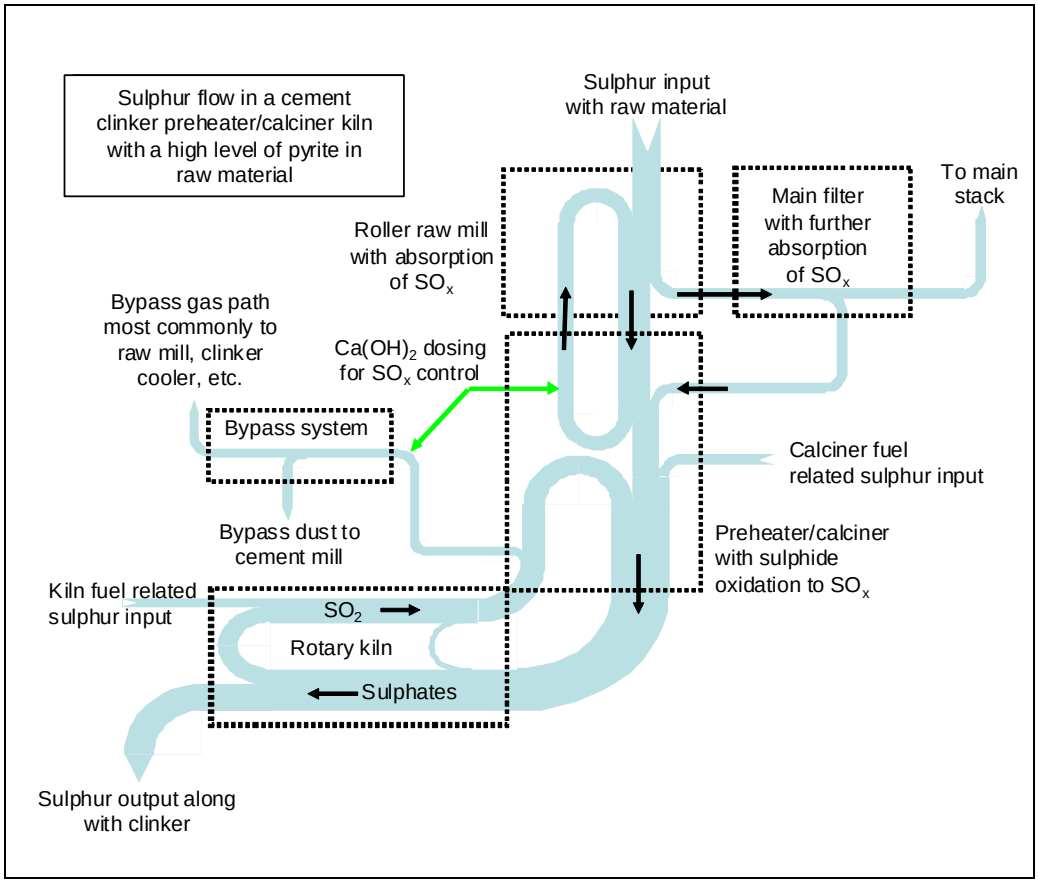

Figure 1.31: Sulphur flow diagram in a cement preheater/precalciner kiln [97, CEMBUREAU, 2007]

The calcining area of a rotary kiln offers ideal conditions for SO_2 capture from the kiln exhaust gases. SO_2 emissions may, however, occur when the operating conditions of the kiln system, e.g. the oxygen concentration in the rotary kiln, have not been optimised for SO_2 capture. Furthermore, various factors may influence the efficiency of the reaction, such as temperature, moisture content, the retention time of the gas, the concentration of oxides in the gaseous phase, the availability of solid surface area, etc. [60, VDI 2094 Germany, 2003], [76, Germany, 2006], [86, EURITS, 2006], [97, CEMBUREAU, 2007].

Elevated SO_2 emissions are to be expected when raw materials containing organic sulphur, and in particular when raw material-borne sulphur is present in a readily oxidisable form, e.g. as pyrite or marcasite. In contrast with the sulphatic raw material components, these readily oxidisable compounds may be converted to SO_2 as early as in the upper cyclone stages.
Under these conditions, raw material-related SO_2 emissions concentrations may be as high as 1.2 g/Nm^3 and in individual cases, even higher, if no secondary emissions control measures/techniques are provided.

However, kilns that use raw materials with little or no volatile sulphur have few problems with SO_2 emissions and emissions concentrations in the flue-gas are below 10 mg/Nm^3 without abatement at some kilns, the SO_2 emissions concentration increases with increased levels of volatile sulphur in the used raw material.

By using secondary control measures/techniques, e.g. utilisation of lime hydrate, the SO_2 emissions can significantly be reduced. Figure 1.32 shows values of SO_2 measurements in the clean gas from cement plants in the EU-25 [97, CEMBUREAU, 2007].

SO_2 is the main (99 %) sulphur compound to be emitted, although some SO_3 is produced and, under reducing conditions, H_2S could be evolved. Sulphur in the raw material occurring as sulphides and organically combined sulphur will evaporate, and 30 % or more may be emitted from the first stage of a preheater.

In contrast to the calcining area, 40 to 85 % of the SO_2 formed is recaptured in the preheater. Apart from the water vapour content of the kiln exhaust gases, the key influencing parameters for SO_2 capture by the $CaCO_3$ in the cyclone preheater are the raw gas dust content and in particular, the raw gas oxygen concentration in the uppermost cyclone stage. The excess oxygen (1 to 3 % O_2 maintained in the kiln for satisfactory cement product quality) will normally immediately oxidise any released sulphide compounds to SO_2. In long kilns the contact between SO_2 and alkaline material is not so good, and sulphur in the fuels, such as waste fuels, can lead to significant SO_2 emissions.

At approximately 10 %, SO_2 capture in the gas conditioning tower/evaporation cooler is relatively low. In the grinding-drying unit, by contrast, material comminution continuously exposes new, highly active particle surfaces which are available for SO_2 capture. The drying process ensures that the gas atmosphere is always enriched with water vapour improving absorption. Experience with plants operating in the compound mode has shown that between 20 and 70 % SO_2 can be captured in the raw mill. Factors influencing SO_2 capture include the raw material moisture, the mill temperature, the retention time in the mill as well as the fineness of the ground material. Thus, it is important that raw milling is optimised so that the raw mill can be operated to act as SO_2 abatement for the kiln [60, VDI 2094 Germany, 2003], [76, Germany, 2006], [86, EURITS, 2006], [97, CEMBUREAU, 2007].

Despite the fact that most sulphur remains in the clinker as sulphate, SO_2 emissions can be significant from raw materials with a high volatile sulphur content and can be regarded as a major pollutant.

Deviation from regular operating conditions

Events deviating from regular operating conditions lead to an increase of SO_2 emissions, such as combustion carried out under reducing conditions that curtails sulphur incorporation efficiency:

- incomplete combustion in the precalciner or coarse waste fuels are not properly burned in the back-end of the kiln
- an excessively hot burning zone which may occur in kilns burning fuel mix which have a very hard burnability
- excess of sulphur via alkalis in the kiln charge
- extreme levels of sulphur recirculation between the kiln and the preheater stages.

In 2004, example data of SO_2 emissions were collected from different plants located in several EU-27 and EU-23 countries (see Glossary). Continuously measured emissions were reported as the yearly average of 24 hour averages. Measured values relate to 1 m^3 of dry gas under standard conditions. Values of SO_2 measurements in the clean gas were collected from 253 rotary kilns. 11 measurements were above the scale. Of these, seven were of zero substitution rate, three were between 0 and 10 and one of them was above 40, as shown in Figure 1.32 [97, CEMBUREAU, 2007]. However, raw gas concentration ranges of 1400 – 1700 mg/Nm^3 with peaks of up to 3000 mg/Nm^3 have been found in a Swiss cement plant [86, EURITS, 2006].

A large proportion of SO_2 is absorbed and locked into the cement clinker and the cement kiln dust (CKD) as also shown in Figure 1.32. The use of waste fuels does not have an influence on the total SO_2 emissions. In long rotary kilns, the contact between SO_x and alkaline materials is less efficient and sulphur in the fuels might lead to SO_x emissions.

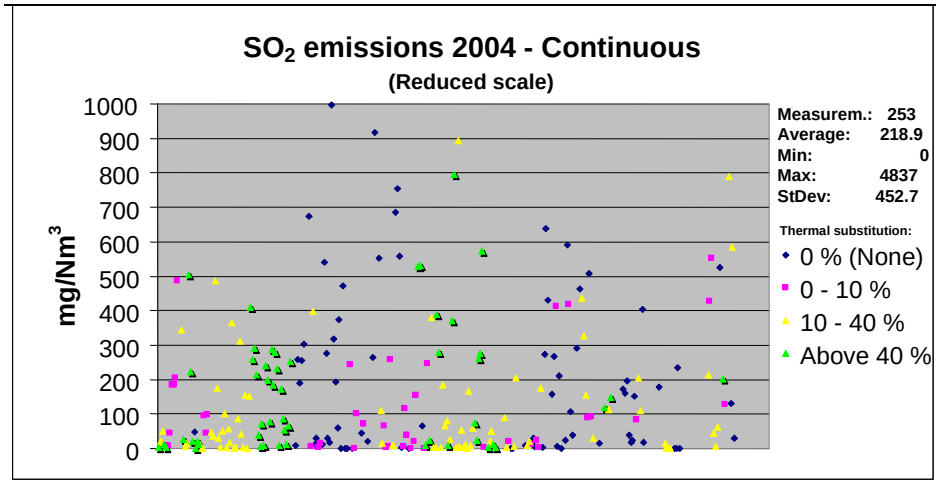

Figure 1.32: Values of SO_2 measurements in the clean gas from cement plants in the EU-27 and EU-23+ countries
[97, CEMBUREAU, 2007]

The categorisation and distribution of these SO_2 emissions is shown in Figure 1.33 [97, CEMBUREAU, 2007].

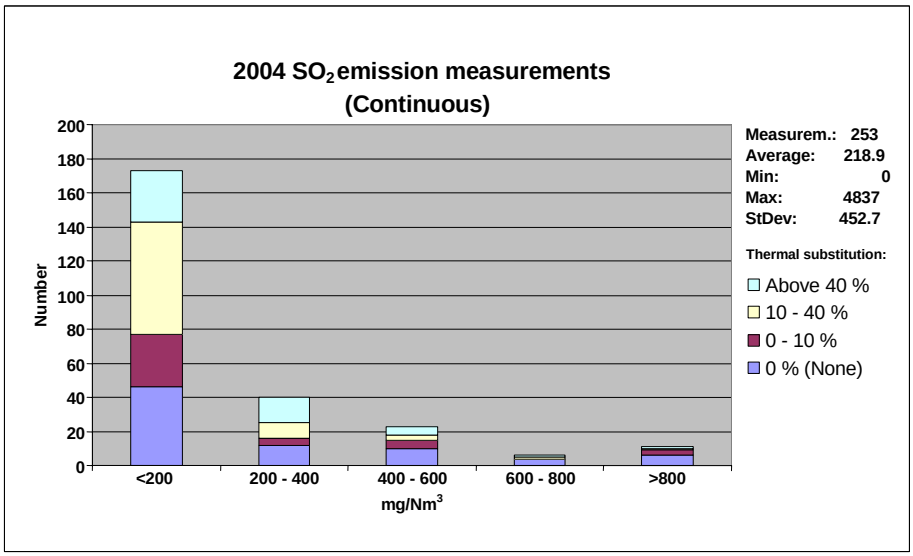

Figure 1.33: Distribution of measurements categorised by the thermal substitution rate of SO_2 levels
[97, CEMBUREAU, 2007]

In the case of white cement manufacture, different conditions and their combination might lead, in specific cases, to significantly lower ability for fuel sulphur retention in the clinker, and thus, to higher SO_2 emissions. These conditions are the following:

- hard burnability of raw meal
- low alkali content of the kiln feed because of the high purity of raw materials
- kiln conditions, such as a generally reducing atmosphere
- kiln configuration: Lepol kilns are common and in modern preheater kilns, the number of cyclones can be limited by the chemical composition of the raw material (alkalis-sulphur balance [120, Spain, 2007].

1.3.4.4 Carbon oxides (CO_2, CO)

1.3.4.4.1 Carbon dioxide (CO_2)

The emissions of CO_2 are estimated to be 900 to 1000 kg/tonne grey clinker, related to a specific heat demand of approximately 3500 to 5000 MJ/tonne clinker, but this also depends on fuel type. Due to cement grinding with mineral additions, the emissions of CO_2 are reduced when related to tonnes of cement (compare with Figure 1.19). Approximately 62 % originates in the calcining process and the remaining 38 % is related to fuel combustion. The CO_2 emissions resulting from the combustion of the carbon content of the fuel is directly proportional to the specific heat demand as well as the ratio of the carbon content to the calorific value of the fuel. Emissions of combustion CO_2 have progressively reduced, with a reduction of about 30 % in the last 25 years being accomplished mainly by the adoption of more fuel efficient kiln processes.

Regarding CO_2 emissions and the emissions trading scheme, information can be found in Directive 2003/87/EC of the European Parliament and the Council of 13 October 2003 establishing a scheme for greenhouse gas emissions allowance trading within the Community and amending Council Directive 2008/01/EC as well as from the European Commission's Decision of 29 January 2004 (2004/156/EC), establishing guidelines for the monitoring and reporting of greenhouse gas emissions pursuant to Directive 2003/87/EC of the European Parliament and of the Council [99, European Commission, 2003]. Furthermore, information regarding monitoring and reporting of greenhouse gas emissions under the Emissions Trading scheme Directive can be found in Europeans Commission Decision of 29 January 2004 (2004/156/EC) [122, European Commission, 2004].

1.3.4.4.2 Carbon monoxide (CO)

The emissions of CO and organically bound carbon during the clinker burning process are caused normally by the small quantities of organic constituents input via the natural raw materials (remnants of organisms and plants incorporated in the rock in the course of geological history). These are converted during kiln feed preheating and become oxidised to form CO and CO_2. In this process, small portions of organic trace gases, such as total organic carbon, are formed as well. In the case of the clinker burning process, the content of CO and organic trace gases in the clean gas therefore do not allow any conclusions on combustion conditions.

However, additional CO emissions may also result from poor combustion and improper burning conditions in the secondary firing. On the other hand, it has to be pointed out that such an increase in the CO emissions rate coincides with a decrease in the NO_x emissions. However, the reducing conditions may have a positive effect on SO_x emissions.

In energy conversion plants, such as power stations, the exhaust gas concentrations of CO and organically bound carbon are a yardstick for the burnout rate of the fuels. By contrast, the clinker burning process is a material conversion process that must always be operated with excess air for reasons of clinker quality. Together with long residence times in the high temperature range, this leads to complete fuel burn up [76, Germany, 2006].

Depending on the raw material deposit, between 1.5 and 6 g of organic carbon per kg clinker are brought into the process with the natural raw material. Tests using raw meals of various origins showed that between 85 – 95 % of the organic compounds in the raw material are converted to CO_2 in the presence of 3 % oxygen, but at the same time 5 – 15 % are converted to CO. The proportion emitted as volatile organic carbon compounds (VOC) under these conditions is well below 1 %. The CO concentration can be as high as 1000 mg/Nm^3, exceeding 2000 mg/Nm^3 or can even be higher than 5000 mg/Nm^3 in some cases as shown in Figure 1.34. However, most examples of these CO emissions concentration values continuously measured from 29 German rotary kilns are in the range of between 200 and 2200 mg/Nm^3 as the yearly average value (CO detection limit 1.8 – 2.5 mg/Nm^3) [9, CEMBUREAU, 1997 November], [76, Germany, 2006], [168, TWG CLM, 2007]. Good hopper, transport conveyor and feeder design are essential to ensure that the feed rate of solid fuel is steady with minimal peaks. Otherwise, substoichiometric combustion may occur which can lead to short term peaks of greater than 0.5 % CO. These cause the additional problem that any ESP abatement will have to be switched off automatically to avoid explosion.

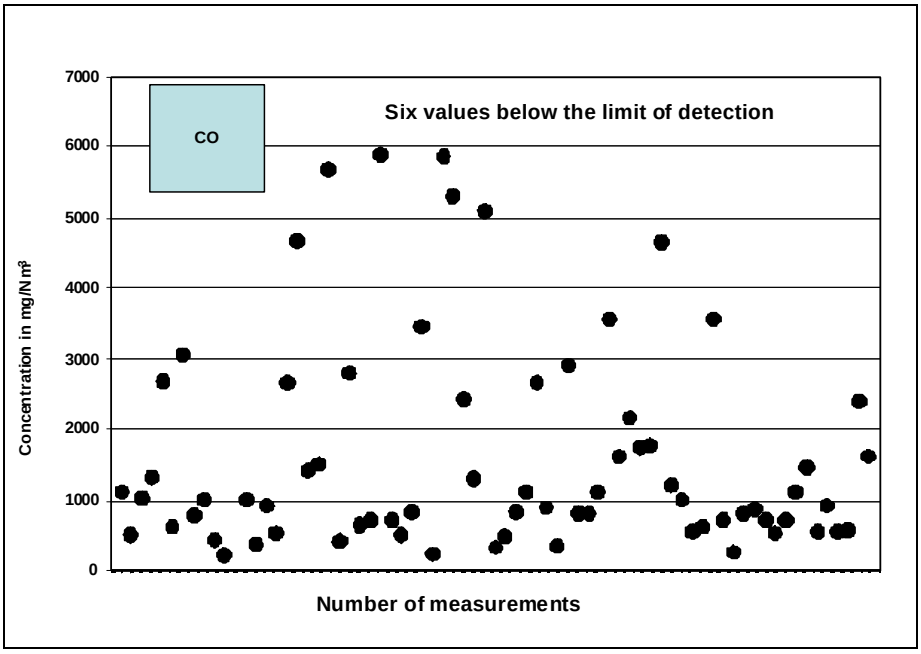

Figure 1.34: CO emissions concentration values measured in the clean gas from 29 German rotary kilns in 2004
[76, Germany, 2006]

1.3.4.5 Total organic compounds (TOC)

In heat (combustion) processes in general, the occurrence of volatile organic compounds (and carbon monoxide) is often associated with incomplete combustion. In cement kilns, the emissions will be low under normal steady-state conditions, due to the type of kiln used, the large residence time of the gases in the kiln, the high temperature, the nature of the flame (2000 °C) and the excess oxygen conditions. These are process conditions where the organic compounds are decomposed and destroyed with a high efficiency rate (>99.9999 %) [86, EURITS, 2006], [97, CEMBUREAU, 2007]. Concentrations may increase during start-up or abnormal operating (upset) conditions. These events can occur with varying frequency, for example between once or twice per week to once per two or three months.

Emissions of volatile organic compounds (VOCs) can occur in the primary steps of the process (preheater, precalciner), when organic matter that is present in the raw meal, is volatilised as the feed is heated. The organic matter is released between temperatures of 400 and 600 °C. The VOC content of the exhaust gas from cement kilns typically lies between 1 and 80 mg/Nm^3, measured as TOC, as shown in Figure 1.35. However, in rare cases emissions can reach 120 mg/Nm^3 because of the raw material characteristics. In 2004, example data of TOC emissions were collected from different plants located in several EU-27 and EU-23+ countries (see Glossary). Values from continuous TOC measurements in the clean gas were collected from 120 rotary kilns and the distribution of these measurements were also categorised in thermal substitution as TOC levels, as shown in Figure 1.35 and Figure 1.36. Continuously measured emissions were reported as the annual average of 24 hour averages. Measured values relate to 1 Nm^3 of dry gas under standard conditions [9, CEMBUREAU, 1997 November], [97, CEMBUREAU, 2007]. Continuous measurements from 27 German rotary kilns show examples of carbon emissions concentration values of up to 75 mg/Nm^3, (yearly average value), as shown in Figure 1.37. The majority of the measurements range below 30 mg/Nm^3 (yearly average value) (detection limit 1.5 – 2.1 mg/Nm^3) [76, Germany, 2006].

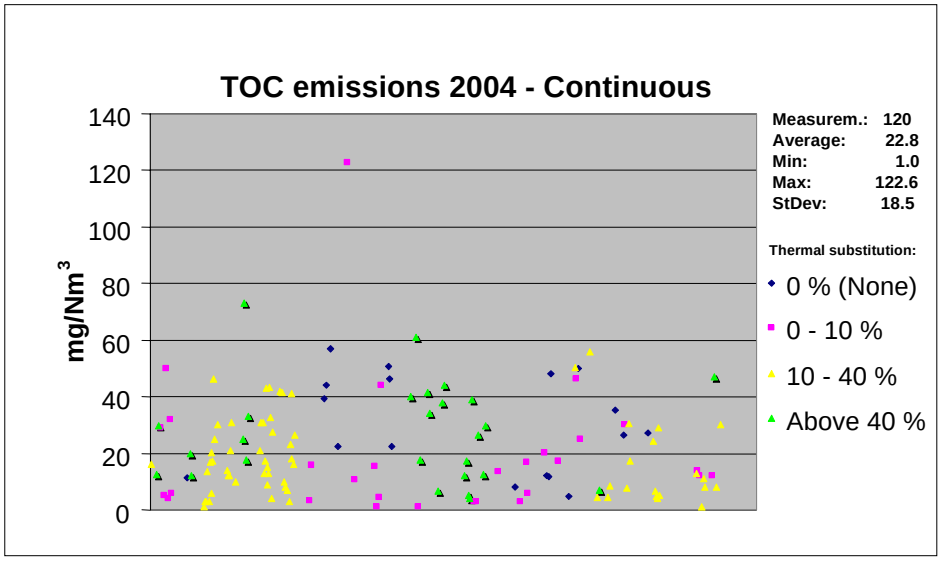

Figure 1.35: TOC emission values from continuous measurements in the clean gas of cement kilns in the EU-27 and EU-23+ countries
[97, CEMBUREAU, 2007]

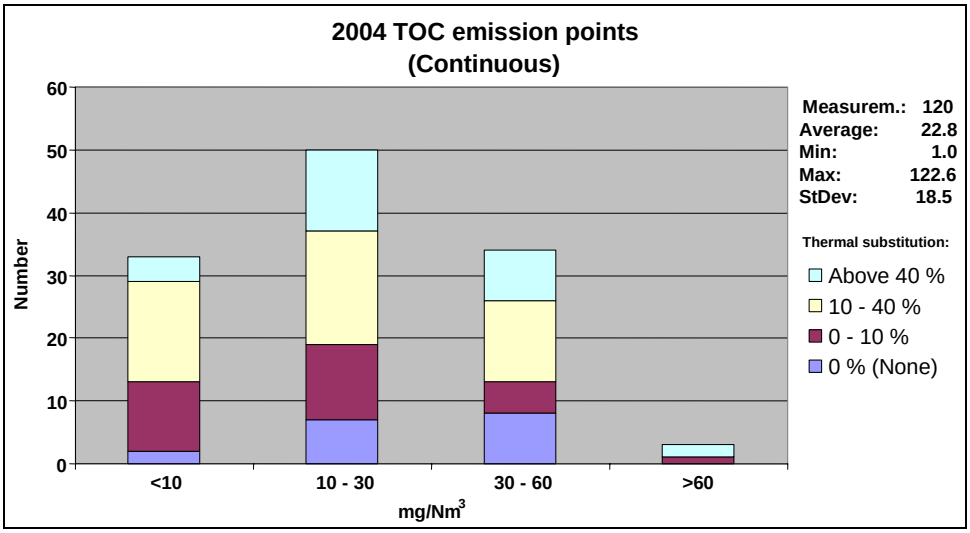

Figure 1.36: Distribution of continuous measurements categorised by the thermal substitution rate of TOC levels
[97, CEMBUREAU, 2007]

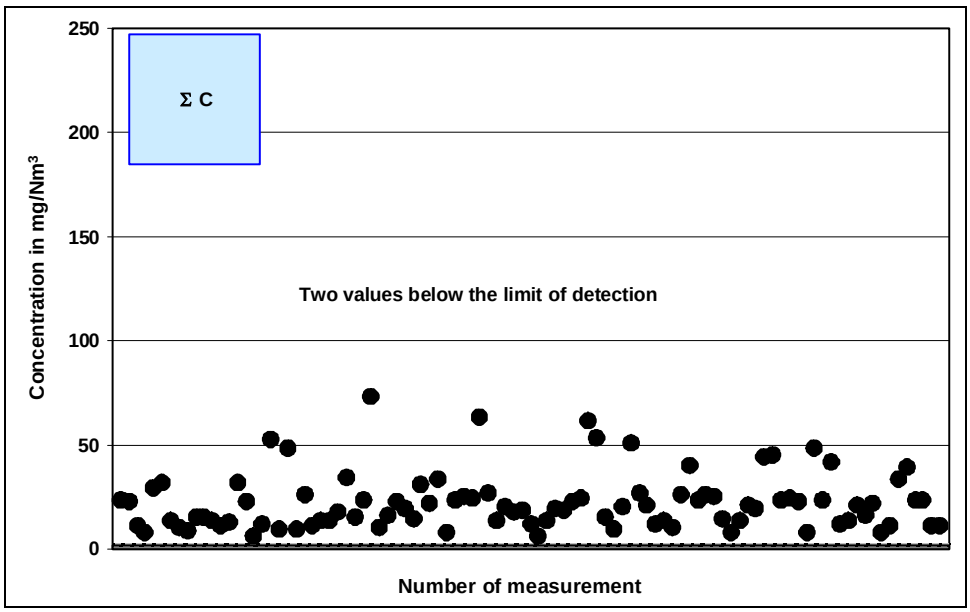

Figure 1.37: Total organic carbon emissions concentration values measured in the clean gas from 27 German rotary kilns in 2004
[76, Germany, 2006]

1.3.4.6 Polychlorinated dibenzo-p-dioxins (PCDD) and dibenzofurans (PCDF)

PCDD/F can result from a combination of formation mechanisms, depending on kiln and process design, combustion conditions, feed characteristics and the type and operation of emissions control equipment. Furthermore, any chlorine input in the presence of organic material may potentially cause the formation of PCDD/F in heat (combustion) processes. PCDD/F can be formed in/after the preheater and in the air pollution control device if chlorine and hydrocarbon precursors from the raw materials are available in sufficient quantities (see also Section 1.2.4). However, formation of PCDD/F and their subsequent emissions require the simultaneous presence of five factors:

- hydrocarbons
- chlorides
- a catalyst:
  - some reports suggest that Cu^{2+} (and Fe^{2+}) have a catalytic effect
- an appropriate temperature window:
  - between 200 and 450 °C with a maximum at 300 – 325 °C
- a long retention time in the appropriate temperature window.

In addition, molecular oxygen has to be present in the gas stream. The formation rate increases with oxygen concentration by a reaction order of 0.5.

As mentioned above, the reformation of PCDD/F is known to occur by de novo synthesis within the temperature window of cooling from 450 to 200 °C. Thus, it is important that, as the gases are leaving the kiln system, they should be cooled rapidly through this range. In practice, this is what occurs in preheater systems as the incoming raw materials are preheated by the kiln gases. Elevated concentrations of PCDD/F in the preheater are not expected because of the increased temperature where PCDD/F are destroyed. At temperatures of about 925 °C PCDD/F are rapidly decomposed. Moreover, destruction is supported by the dynamic process of material transport to hotter zones while gas is transported to cooler zones. PCDD and PCDF adsorbed to the kiln feed are transported to zones with higher temperatures (400 – 600 °C) where they are thermally destroyed or degraded to lighter homologues. They are released to the gas phase and, in colder zones (200 – 300 °C), they resublime to the kiln feed. Furthermore, due to the long resi-

dence time in the kiln and the high temperatures, emissions of PCDD/F are generally low during steady kiln conditions. Detailed investigations and measurements have shown that PCDD/F emissions from the cement industry can be classified as low today, even when wastes and hazardous wastes are used as fuel. The measured data were collected from both wet and dry kilns, performing under different operating conditions, and with using a wide range of wastes and hazardous wastes fed to both the main burner and to the kiln inlet (preheater/precalciner). These investigations have concluded that, in Europe, cement production is rarely a significant source of PCDD/F emissions, because:

- most cement kilns can meet an emission level of 0.1 ng I-TEQ/Nm^3 if primary measures/techniques are applied (see Section 1.4.5)
- the use of wastes as fuels and as raw materials fed to the main burner, kiln inlet or the precalciner do not seem to influence or change the emissions of POPs [88, SINTEF, 2006].

In 2004, example data of PCDD/F emissions were collected from different plants located in EU-27 and EU-23+ countries (see Glossary). Values from PCDD/F measurements in the clean gas were collected as spot measurements, as shown in Figure 1.38 and Figure 1.39. Measured values relate to 1 m^3 of dry gas under standard conditions [97, CEMBUREAU, 2007]. As shown in Figure 1.38, reported data indicate that cement kilns in Europe can mostly comply with an emissions concentration of 0.1 ng I-TEQ/Nm^3, which is the limit value in the European legislation for hazardous waste incineration plants (Council Directive 2000/76/EC). German measurements of PCDD/F concentration values measured in the clean gas of 39 rotary kilns (suspension preheater kilns and Lepol kilns) indicate that emissions concentrations are generally well below 0.1 ng I-TEQ/Nm^3 while the average concentration amounts to less than 0.02 ng I-TEQ/Nm^3, as shown in Figure 1.40. In 26 cases, no PCDD/F emissions were detected. In Spain, PCDD/F measurements were carried out in the period from 2000 to 2003 including 89 measurements from 41 kilns which represent 69.5 % of coverage. These investigations were carried out for different fuels used for the kiln firing process. For those kilns using waste fuels, e.g. refuse derived fuels (RDF), PCDD/F emissions factors range between 0.83 – 133 ng I-TEQ/$t_{clinker}$ and are quite comparable with the results obtained for conventional fuel feedings with emissions factor ranges of between 0.67 – 246 ng I-TEQ/$t_{clinker}$ [60, VDI 2094 Germany, 2003], [76, Germany, 2006], [86, EURITS, 2006],[88, SINTEF, 2006],[91, CEMBUREAU, 2006], [150, Fabrellas/Larrazabal/Martinez/Sanz/Ruiz/Abad/Rivera, 2004].

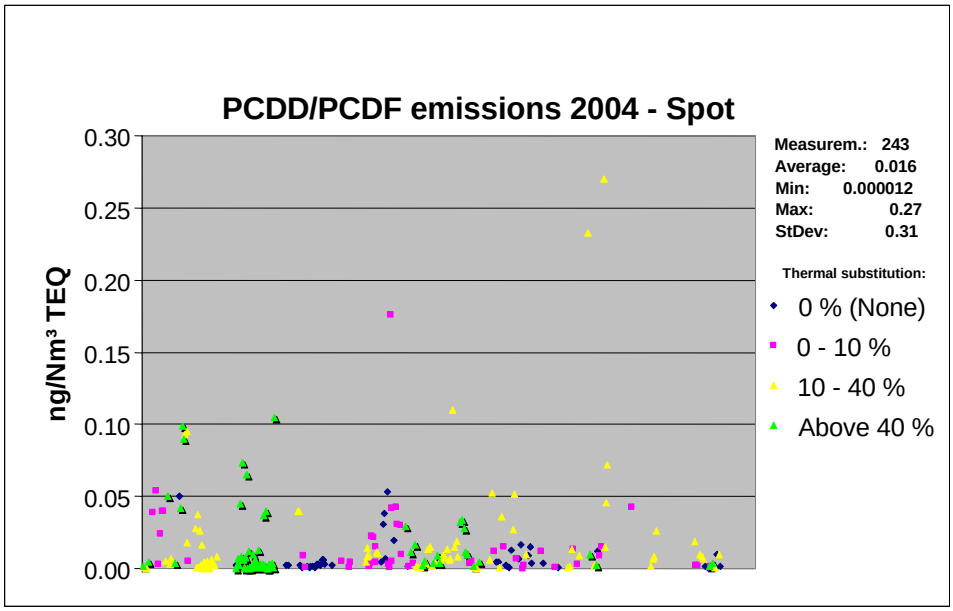

Figure 1.38: Emissions of PCDD/F in the EU-27 and EU-23+ countries in 2004 categorised by thermal substitution rate
[97, CEMBUREAU, 2007]

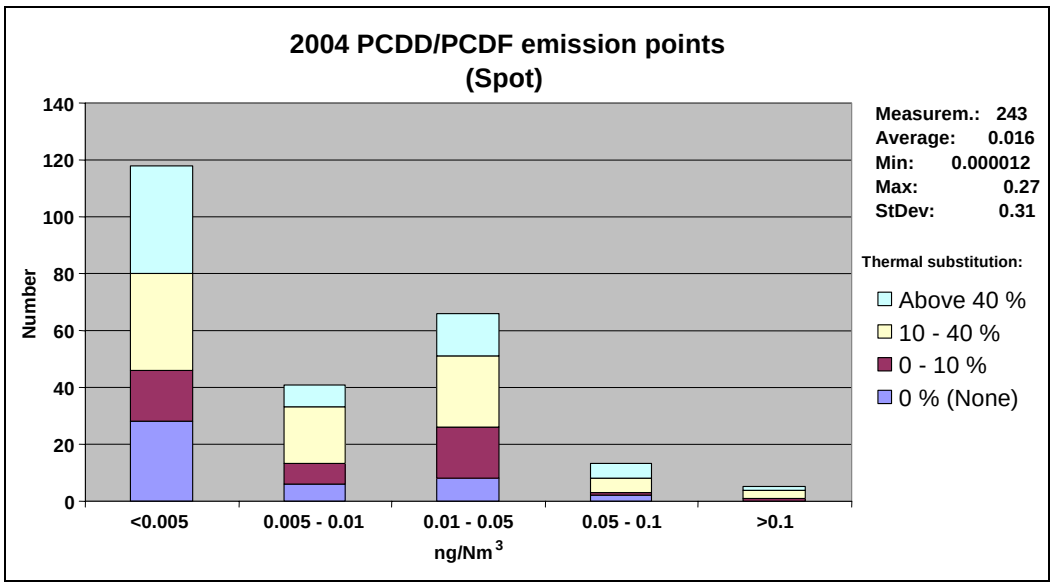

Figure 1.39: Distribution of spot measurements categorised by the thermal substitution rate of PCDD/F levels from cement kilns in the EU-27 and EU-23+ countries [97, CEMBUREAU, 2007]

Examples of PCDD/F emissions measured from 39 German rotary kilns are shown in Figure 1.40. This information results from individual measurements carried out three times a year on one particular day. In 26 cases, no PCDD/F emissions were detected. It has to be noted that no detection limit was deducted/subtracted from the standard. For these PCDD/F measurements/samplings, the detection limit was 0.0051 ng I-TEQ/Nm^3. To evaluate the measurement results, an inter laboratory variation of the method (comparison between different laboratories) has to be considered [184, CEN standard EN-1948, 2007]. I-TEQ is the abbreviation for international toxicity equivalent [76, Germany, 2006].

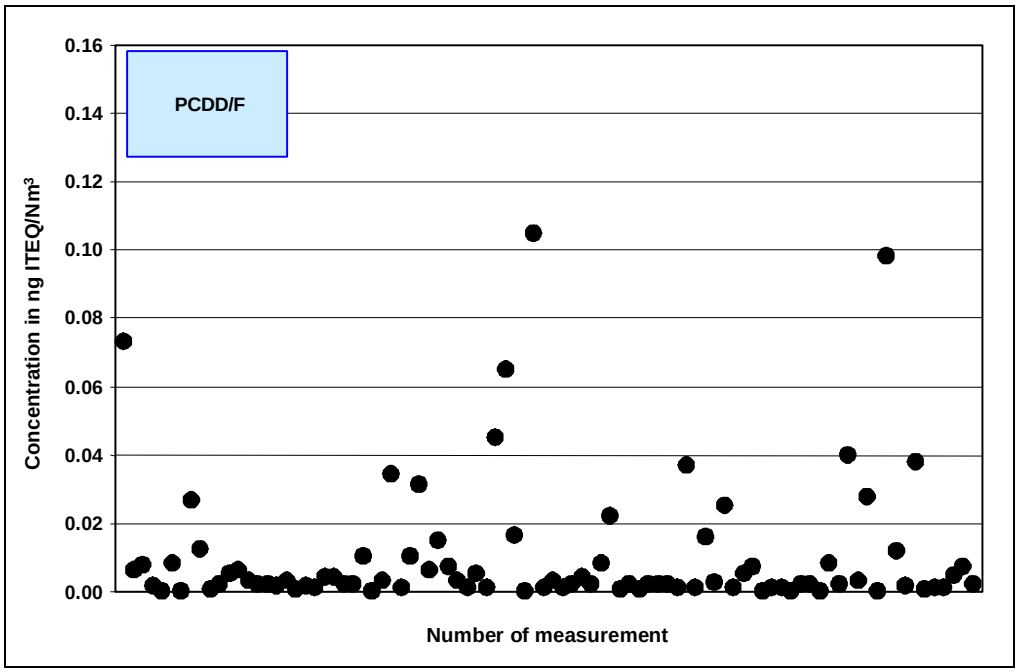

Figure 1.40: Emissions of PCDD/F measured in the clean gas of 39 German rotary kilns in 2004 [76, Germany, 2006]

1.3.4.7 Metals and their compounds

Raw materials and fuels will always contain metals. Their concentrations vary widely from one location to another and the potential for emissions to the atmosphere is affected by very complex mechanisms. Furthermore, metal concentrations from wastes used as fuel varies with the waste origin. Metal compounds can be categorised into four classes, based on the volatilities of the metals and their salts:

1. Metals which are or have compounds that are refractory or non-volatile, such as Ba, Be, Cr, As, Ni, V, Al, Ti, Ca, Fe, Mn, Cu and Ag:
   - these metals are completely absorbed by the clinker and discharged with it, and therefore do not circulate in the kiln system. In the exhaust gas, the only emissions are with the dust; they depend only on the input and the efficiency of dust segregation. Consequently, emissions are generally very low.
2. Metals that are or have compounds that are semi-volatile: Sb, Cd, Pb, Se, Zn, K and Na:
   - these metals condense as sulphates or chlorides at temperatures of between 700 and 900 °C; and inner circulation occurs. In this way, the semi-volatile elements which are accumulated in the kiln's preheated system are precipitated again in the cyclone preheater remaining to a high extent but almost completely in the clinker.
3. Thallium: metal that is or has a compound that is volatile:
   - thallium compounds (e.g. TlCl) condense at between 450 and 550 °C, in the case of heat exchanger kilns, in the upper area of the preheater, where they can accumulate (inner circulation).
4. Mercury: metal that is or has a compound that is volatile (see Section 1.3.4.7.1):
   - mercury and mercury compounds pass for the most part through the kiln and preheater; they are only partly adsorbed by the raw gas dust, depending on the temperature of the waste gas [12, Netherlands, 1997], [76, Germany, 2006], [91, CEMBUREAU, 2006], [92, Austria, 2006].

The pathway of metals in cement kilns with preheaters in a dry process is shown in Figure 1.41.

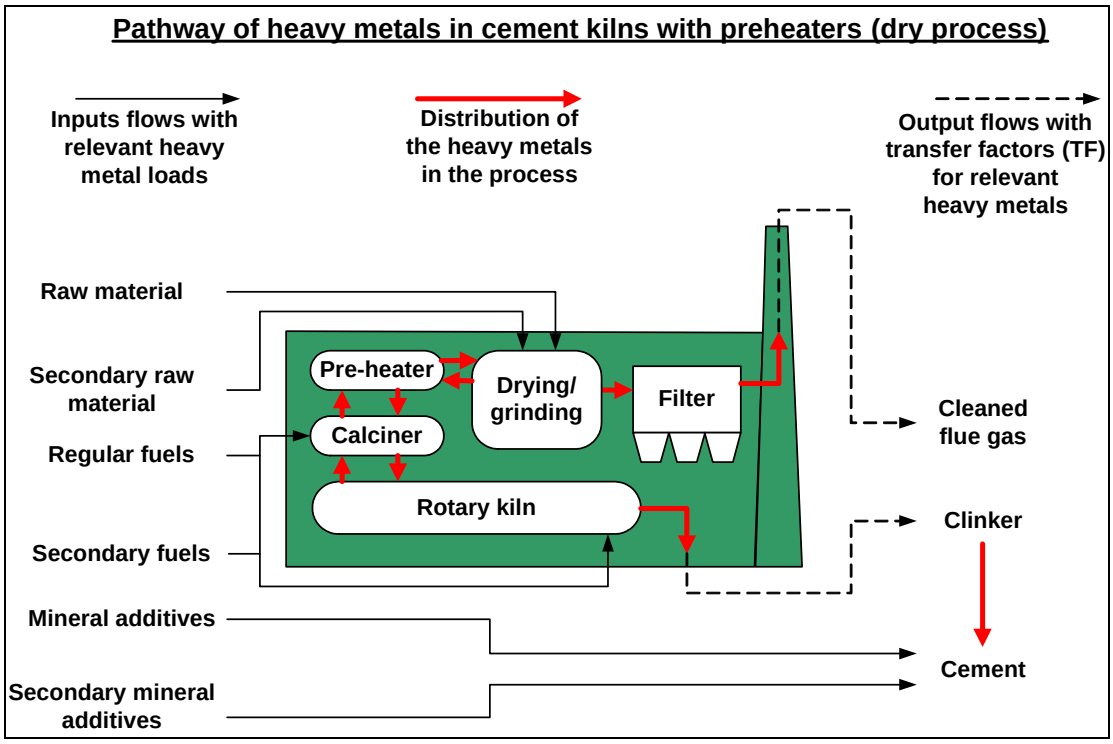

Figure 1.41: Pathway of metals in cement kilns with preheaters in a dry process [89, ERFO, 2005]

The behaviour and the emission level of the individual metals in the clinker burning process are dependent on the volatility, the input scenario into the kiln, the concentration of the metallic elements in raw materials and fuels, especially when wastes or hazardous wastes are used, the type of process and, most important, the precipitation efficiency of the dust collection systems on the main stack.

Metals introduced into the burning process via the raw materials and fuels may evaporate completely or partially in the hot zones of the preheater and/or rotary kiln depending on their volatility, react with the constituents present in the gas phase, and condense on the kiln feed in the cooler sections of the kiln system. Metals from the fuels initially enter the combustion gases, but are emitted to an extremely small extent only owing to the retention capacity of the kiln and the preheater. As the raw material:fuel mass ratio for clinker production is approximately 10:1, the raw material-related inputs are decisive for the emissions [76, Germany, 2006], [86, EURITS, 2006] [92, Austria, 2006]

Non-volatile metal compounds remain within the process and exit the kiln as part of the cement clinker composition (>99.9 %). Semi-volatile metal compounds are partly taken into the gas phase at sintering temperatures to condense on the raw material in cooler parts of the kiln system. This leads to a cyclic effect within the kiln system (internal cycles), that is either restricted to the kiln and the preheater or is included in the drying grinding unit as well. If the metals are largely condensed in the preheater area, they will be returned to the kiln with the kiln charge. This results in an inner metal cycle (kiln/preheater cycle). This cyclic effect builds up to the point where an equilibrium is established and maintained between input and output via the cement clinker [9, CEMBUREAU, 1997 November], [60, VDI 2094 Germany, 2003], [76, Germany, 2006].

Volatile metal compounds condense on raw material particles at lower temperatures and potentially form internal or external cycles, if not emitted with the flue-gas of the kiln. Thallium and mercury and their compounds are particularly easily volatilised. They are not fully captured in the clinker matrix. Thallium and its compounds condense in the upper zone of the cyclone preheater at temperatures of between 450 and 500 °C. A large part of the thallium brought into the kiln system is therefore retained in the preheater. As a consequence, a cycle can be formed between the preheater, the raw material drying and the exhaust gas purification (internal and external). The emission level of thallium is determined by the concentration level of the external cycle and the collection efficiency of the dust collector. The thallium concentration of, e.g. the ESP dust is a measure for the concentration level of the thallium cycle [60, VDI 2094 Germany, 2003].

Furthermore, but to a lesser extent, cadmium, lead, selenium and their compounds are particularly easily volatilised. An internal cycle of easily volatile metal compounds is formed, when they react with the calcination feedstock or when they precipitate on the feedstock in cool areas of the calcination chamber, in the preheater, or in subsequent drying plants.

Metals form an external cycle when the dust, together with the condensed volatile compounds, is separated in dust separators and returned to the raw meal [27, University of Karlsruhe, 1996].

The dusts from the production of cement contain small amounts of metal compounds such as arsenic (As), cadmium (Cd), mercury (Hg), lead (Pb), thallium (Tl) and zinc (Zn). The main source of metal-laden dusts is the kiln system, including preheaters, precalciners, rotary kilns and clinker coolers. The metal concentration depends on the feedstock and recirculation in the kiln system. In particular, the use of coal and waste fuels may increase the input of metals into the process. As the metals entering the kiln system are of varying volatility and because of the high temperature, the hot gases in the cement kiln system also contain gaseous metal compounds. Balance investigations show that there is low retention of elements with high volatility in the clinker, resulting in an accumulation of these substances in the kiln system [27, University of Karlsruhe, 1996].

Cadmium and thallium emissions were collected from 262 spot ∑ (Cd, Tl) measurements in the clean gas of rotary kilns, as shown in Figure 1.42 and Figure 1.43. In 2004, these measurements were all taken from different plants located in several EU-27 and EU-23+ countries (see Glossary). The thermal substitution is marked in Figure 1.43 by using different colours. Five measurements are above the scale. Of these, four are of '0' substitution rate and one is '0 – 10'. Emissions vary irrespective of the fuel used. This is due to the fact that cadmium and thallium are not sufficiently volatile to escape with the gas and that they concentrate mainly in the dust and the clinker. Emissions therefore depend on the dedusting device efficiency more than on the fuels [97, CEMBUREAU, 2007].

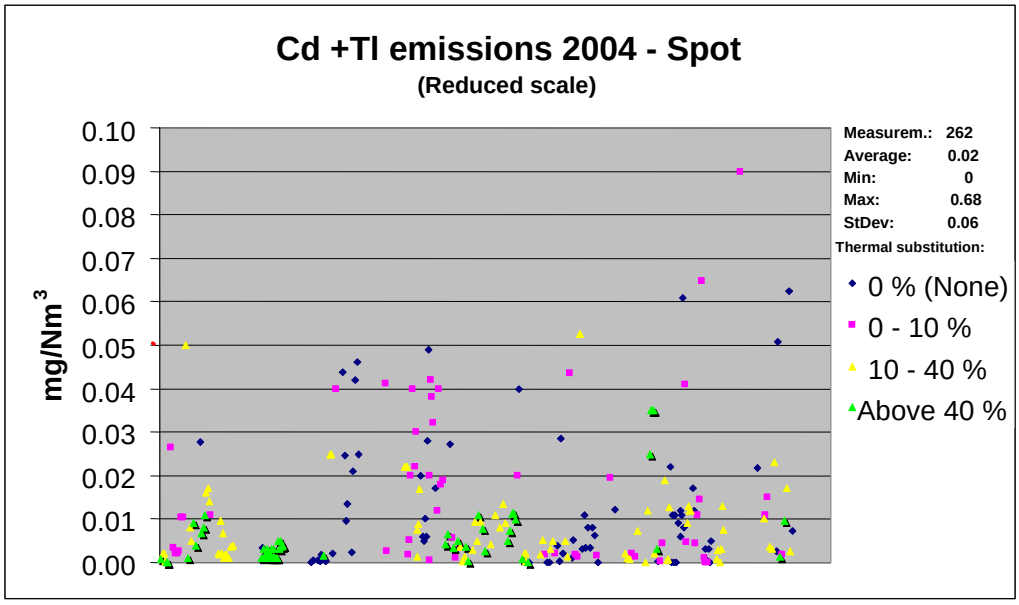

Figure 1.42: Cadmium and thallium emission values from 262 spot ∑ (Cd, Tl) measurements in the EU-27 and EU-23+ countries
[91, CEMBUREAU, 2006]

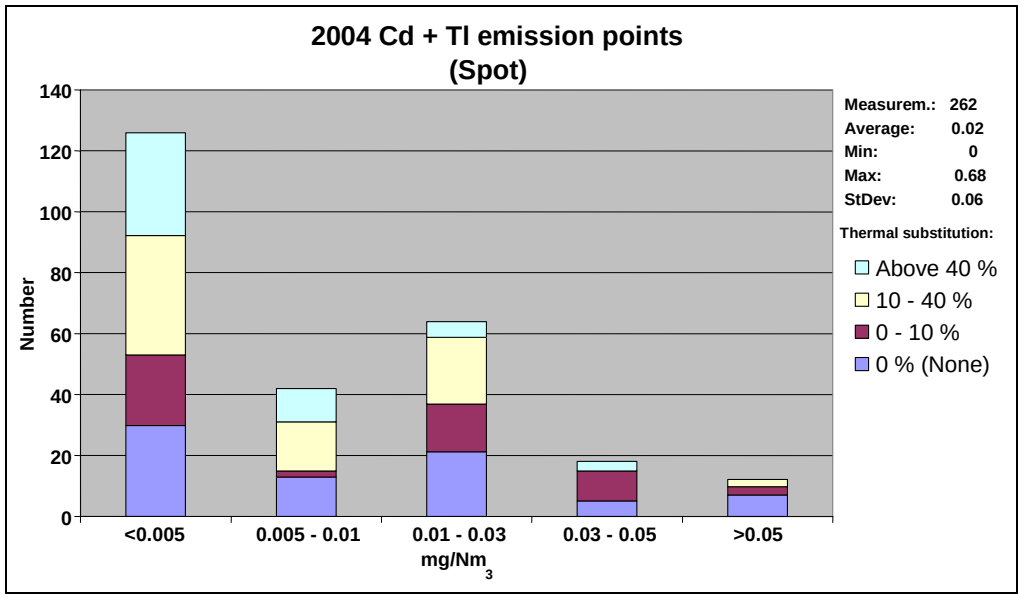

Figure 1.43: Distribution of measurements categorised by the thermal substitution rate of ∑ (Cd, Tl) levels
[91, CEMBUREAU, 2006]

As shown in Figure 1.44 and Figure 1.45, emissions of ∑ (Sb, As, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V) were collected from 287 spot measurements in the clean gas of rotary kilns. In 2004, these measurements were all taken from different plants located in several EU-27 and EU-23+ countries (see Glossary). The thermal substitution is marked in Figure 1.45 by using different colours. Three measurements are above the scale. Of these, one is of '0' substitution rate, one is '0 – 10' and one is '10 – 40'.

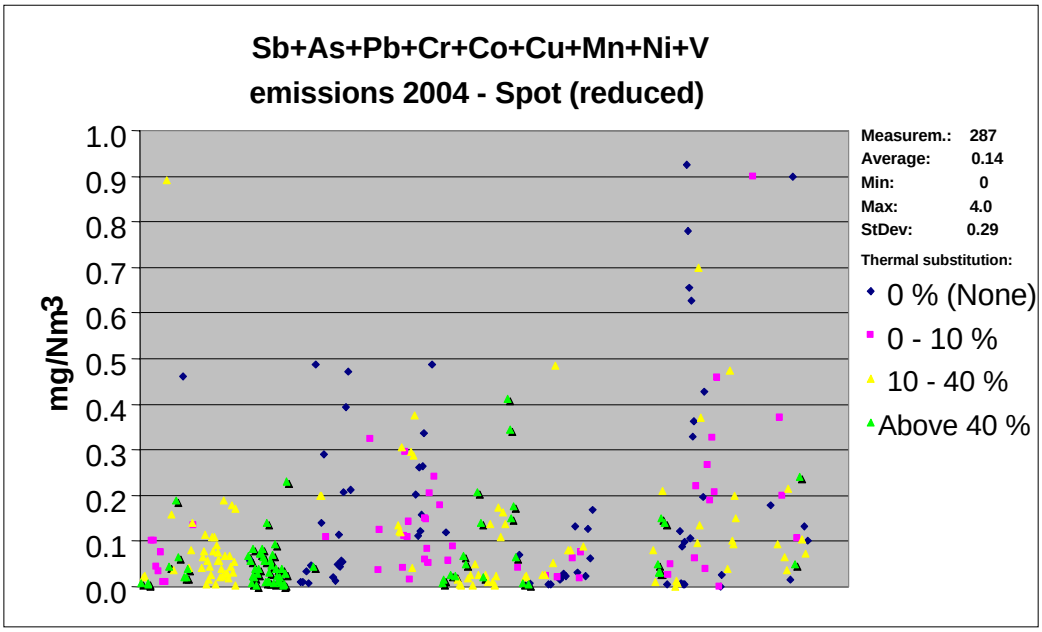

Figure 1.44: Emission values from spot ∑ (Sb, As, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V) measurements in the EU-27 and EU-23+ countries
[91, CEMBUREAU, 2006]

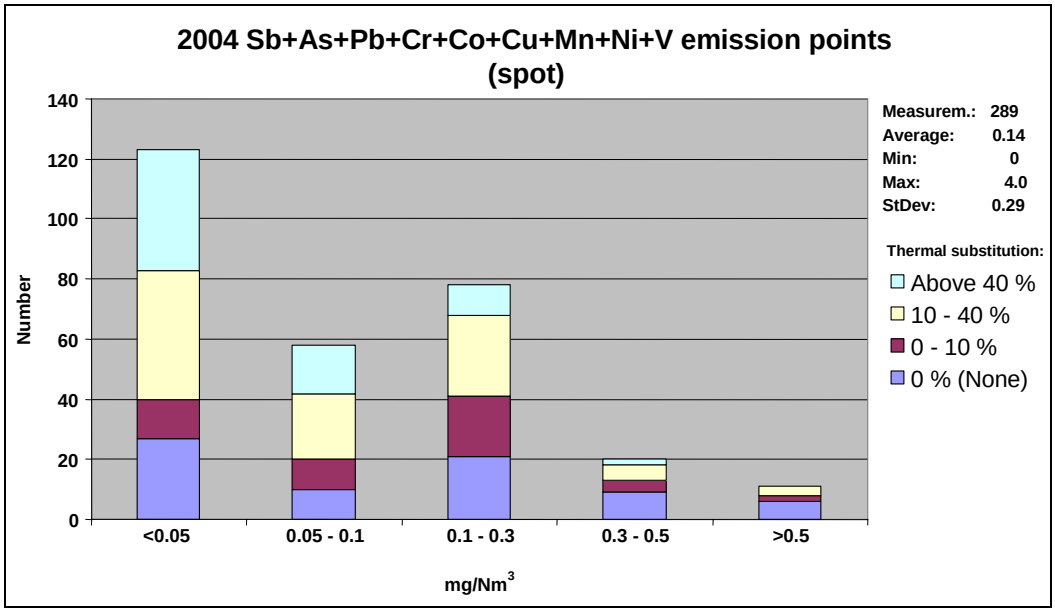

Figure 1.45: Distribution of measurements categorised by the thermal substitution rate of ∑ (Sb, As, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V) levels
[91, CEMBUREAU, 2006]

Example concentration ranges of different metal components in the clean gas of cement kiln systems' measurements from 1996 to 1998 are shown in Table 1-29.

Component	Concentration[1] (mg/Nm³)
Antimony	<0.007 – 0.05
Arsenic	<0.007 – 0.025
Beryllium	<0.004
Lead	<0.012 – 0.2
Cadmium	<0.002 – 0.008
Chromium	<0.014 – 0.03
Cobalt	<0.012 – 0.15
Copper	<0.011 – 0.095
Manganese	<0.007 – 2
Nickel	<0.008 – 0.075
Mercury	<0.005 – 0.12
Selenium	<0.008 – 0.02
Tellurium	<0.0017 – 0.015
Thallium	<0.005 – 0.03
Vanadium	<0.007 – 0.075
Zinc	<0.1 – 0.45
Tin	<0.01 – 0.025
[1] Concentration is related to standard temperature and pressure conditions after reduction of water vapour content; total of particle-borne and filter passing fractions; results from single measurements averaged over the sampling period	

Table 1-29: Ranges of heavy metal concentrations in the clean gas of cement kiln systems' measurements from 1996 to 1998
[60, VDI 2094 Germany, 2003]

1.3.4.7.1 Mercury

Mercury and its compounds are particularly easily volatilised (highly volatile metal). It is a toxic metallic element and pollution of mercury is understood to be global, diffuse and chronic, so atmospheric emissions from plants have to be reduced. Therefore, to control mercury emissions, it can be necessary to limit mercury input into the kiln system (see Sections 1.2.4.3.2, 1.2.4.3.2.1 and 1.3.4.13). Mercury and its compounds are not completely precipitated and retained in the kiln system and/or the preheater and therefore, they are not captured in the clinker. They are precipitated on the exhaust gas route due to the cooling of the gas and are partially adsorbed by the raw material particles, depending on the temperature of the waste gas. This portion is precipitated in the kiln exhaust gas filter. Therefore, mercury may only become enriched in the external cycle, where the concentration level and the emissions are mainly determined by the exhaust gas conditions. To prevent a long-cycle increase in mercury emissions, it may become necessary to limit the concentration of the external cycle, e.g. by continuously or intermittently extracting part of the dust collected in the filter system. Furthermore, precipitation and hence, mercury removal increases with decreasing exhaust gas temperature. Indications from measurements performed on cyclone preheater kiln systems show that more than 90 % of mercury exists on particles which are formed at exhaust gas temperatures of below 130 °C. Mercury compounds are then completely removed from the dust collector of the kiln system. Due to the high collection efficiency of the dust collector, mercury concentrations in the clean gas of rotary kiln systems are often below the detection limit (see Figure 1.46 and Figure 1.47).

The dust from the dust collector can be recirculated back to the cement mill. In the case of the use of waste fuels, the mercury input to the kiln can be limited regularly (see Sections 1.2.4.3.2.1 and 4.2.2.1.1). Another possibility to reduce mercury emissions is to reduce the off-gas temperature after the conditioning tower to improve the precipitation of mercury and its compounds during dust filtration. Furthermore, in one German plant, activated carbon is in-

jected as an adsorbent to the flue-gas [12, Netherlands, 1997], [76, Germany, 2006], [86, EURITS, 2006], [91, CEMBUREAU, 2006], [92, Austria, 2006], [168, TWG CLM, 2007].

As shown in Figure 1.46 and Figure 1.47, mercury emissions were collected from 306 spot Hg measurements in the clean gas of rotary kilns. In 2004, these measurements were all taken from different plants located in several EU-27 and EU-23+ countries (see Glossary). The thermal substitution is marked in Figure 1.47 by using different colours. Six measurements are above the scale. Of these, one is of '0' substitution rate, one is '0 – 10', two are '10 – 20' and two measurements are 'above 40'. As explained, mercury is the most volatile heavy metal and has a poor trapping coefficient. Waste fuels undergo a rigorous acceptance and inspection procedure before being used [97, CEMBUREAU, 2007].

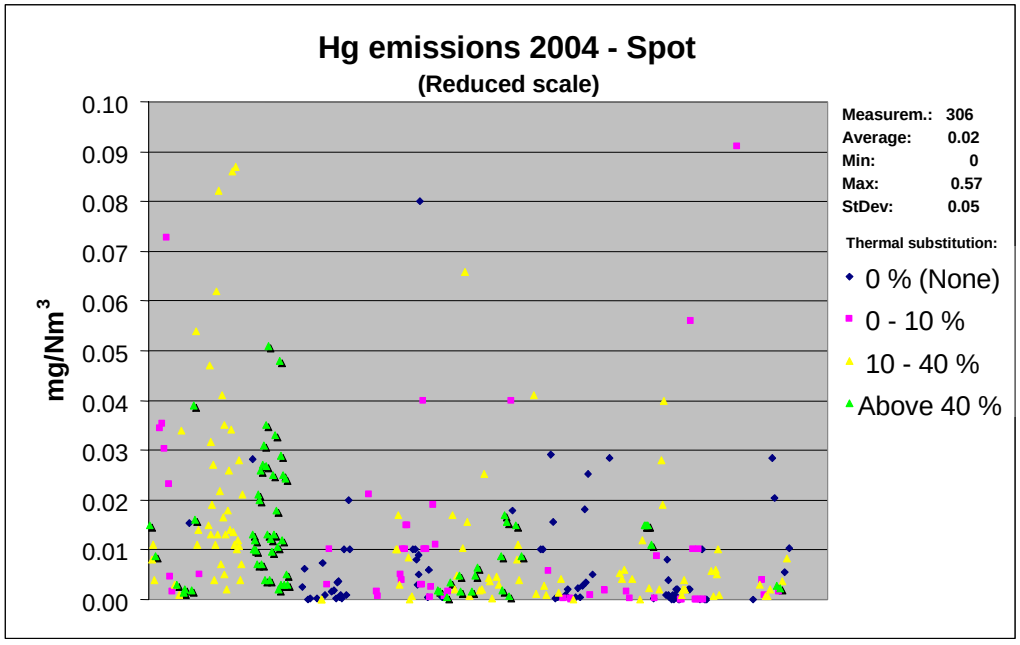

Figure 1.46: Mercury emission values from 306 spot Hg measurements in the EU-27 and EU-23+ countries
[91, CEMBUREAU, 2006]

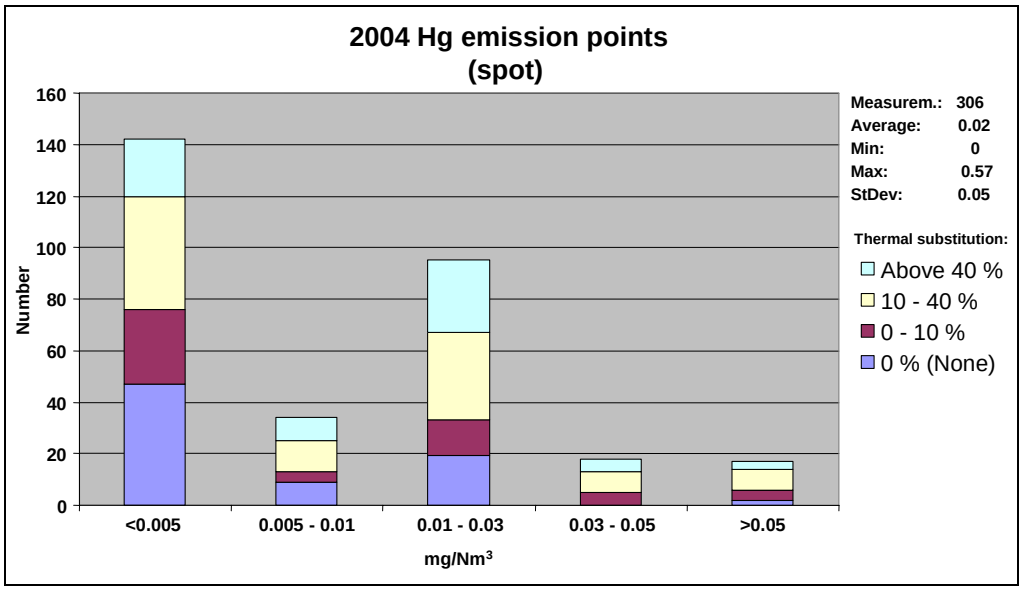

Figure 1.47: Mercury emission values from 306 spot Hg measurements in the EU-27 and EU-23+ countries
[91, CEMBUREAU, 2006]

1.3.4.8 Hydrogen chloride and hydrogen fluoride (HCl and HF)

Chlorides and fluorides are minor additional constituents. They may enter into the kiln system with the different inputs as raw materials and/or fuels. Carrying out regular periodic monitoring is appropriate for these substances.

1.3.4.8.1 Gaseous inorganic chlorine compounds

Chlorine compounds are minor additional constituents contained in the raw materials and fuels of the clinker burning process. They may enter into the kiln system with the different inputs and during the firing process in the kiln system; they react with the alkalis of the kiln charge to form alkali chlorides. These compounds, which are initially vaporous, condense on the kiln feed or the kiln dust, at temperatures of between 700 and 900 °C, subsequently re-enter the rotary kiln system and evaporate again. They show a cycling behaviour and may become enriched in the area between the rotary kiln and the preheater. A bypass at the kiln inlet allows the effective reduction of alkali chloride cycles and thus diminishes operational malfunctions. From a chloride input of 0.2 g Cl/kg clinker, depending on the specific plant, a branch stream of the kiln exhaust gases is diverted through a bypass and cooled to forestall accretions in the preheater bottom section. As the gas stream is being cooled, the gaseous alkali chloride compounds condense on the kiln dust particles and can then be removed from the system via a dust collector. The collected bypass dust is returned under controlled conditions to the cement mill feed stream.

As shown in Figure 1.48, during the clinker process, gaseous inorganic chlorine compounds are either not emitted at all or only available in very small quantities from European cement plants. Gaseous inorganic chlorides detected in the exhaust gas of rotary kiln systems are generally attributable to the ultrafine grain size fractions of alkali chlorides in the clean gas dust [60, VDI 2094 Germany, 2003], [76, Germany, 2006], [86, EURITS, 2006], [97, CEMBUREAU, 2007].

In 2004, example data of continuous HCl emissions measurements and spot measurements were collected from plants located in several EU-27 and EU-23+ countries (see Glossary). Values from continuous HCl measurements in the clean gas were collected from 98 rotary kilns as well as values from 233 spot measurements, as shown in Figure 1.48 and Figure 1.50. Figure 1.49 and Figure 1.51 show the emissions distribution of the continuous HCl measurements and the spot measurements. Continuously measured emissions were reported as the annual average of 24 hour averages. Measured values relate to 1 Nm^3 of dry gas under standard conditions [97, CEMBUREAU, 2007]. Furthermore, Figure 1.52 shows emissions examples in a range of between 0 – 8 mg/Nm^3 (yearly average value), while 91 values are below the detection limit and one is above 15 mg/Nm^3, measured from 39 German rotary kilns [76, Germany, 2006].

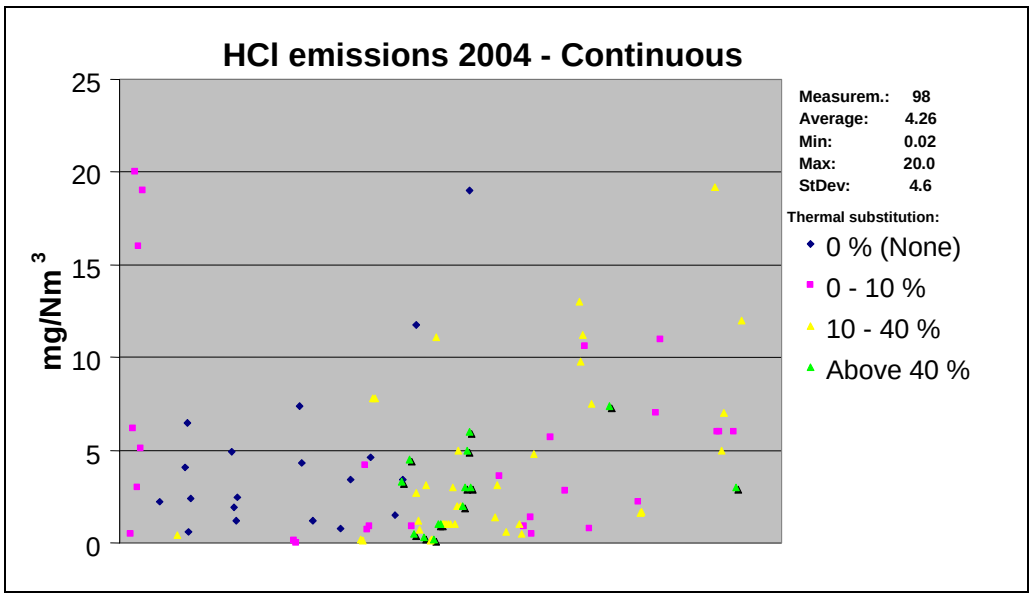

Figure 1.48: HCl emission values from continuous HCl measurement in the clean gas from 98 cement kilns in the EU-27 and EU-23+ countries
[97, CEMBUREAU, 2007]

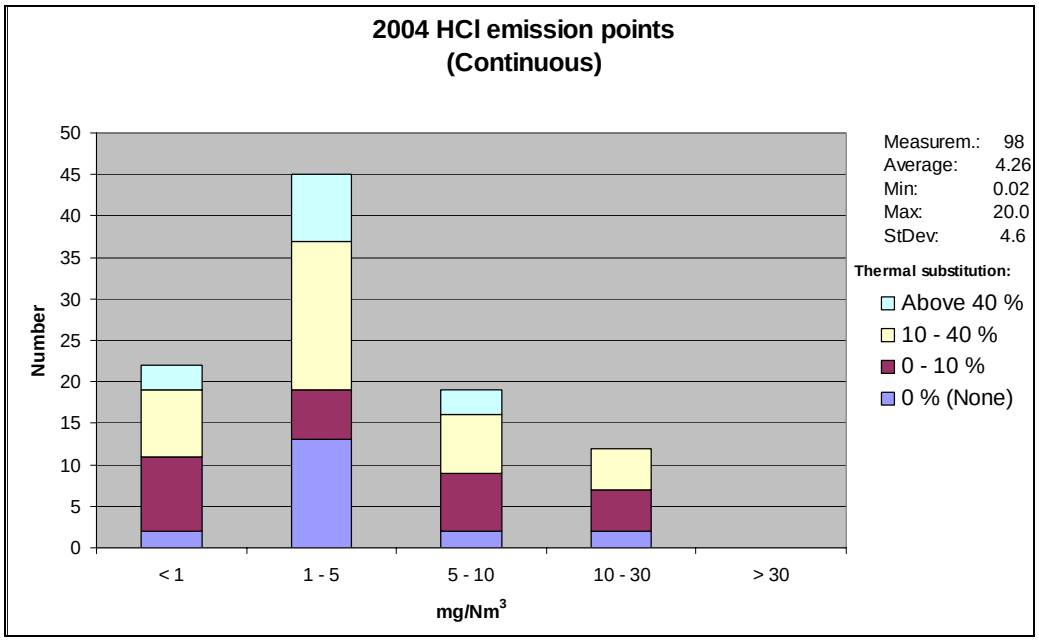

Figure 1.49: Distribution of continuous HCl measurements categorised by the thermal substitution rate
[97, CEMBUREAU, 2007]

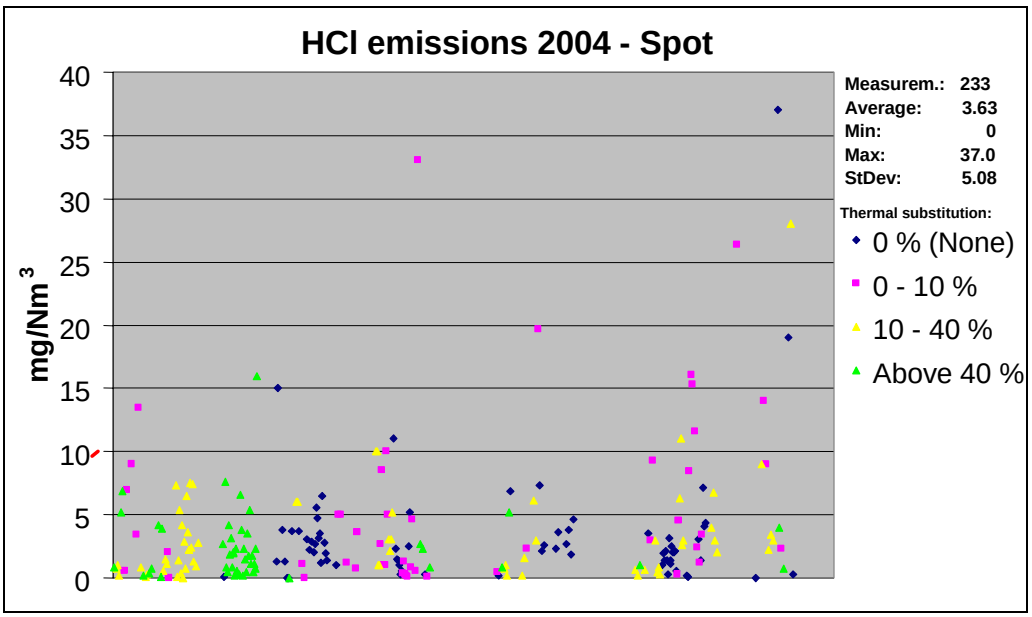

Figure 1.50: Emission values from 233 spot measurements in the clean gas of rotary kilns in the EU-27 and EU-23+ countries
[97, CEMBUREAU, 2007]

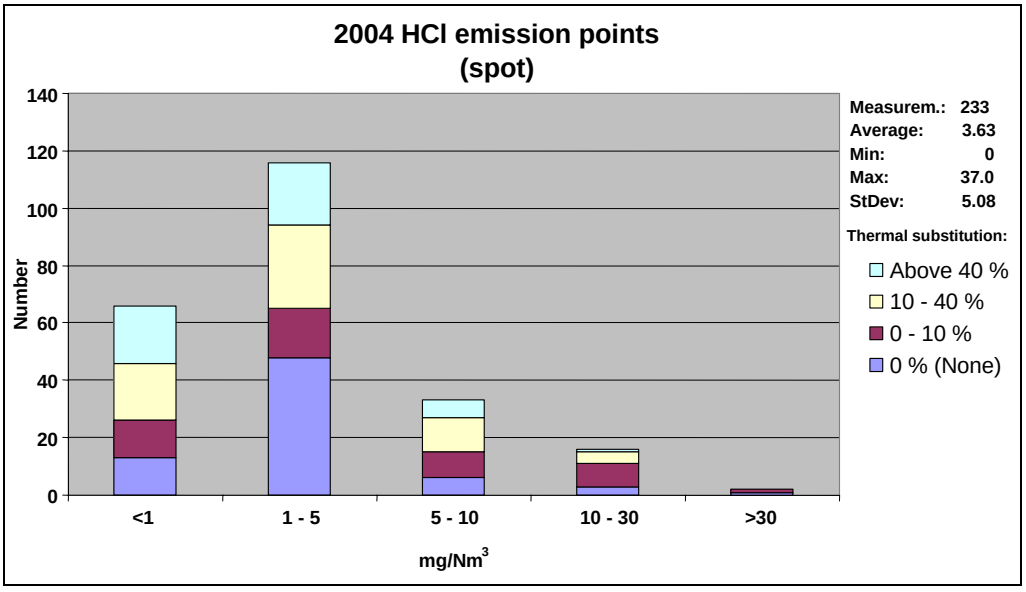

Figure 1.51: Distribution of HCl spot measurements categorised by the thermal substitution rate of HCl levels
[97, CEMBUREAU, 2007]

Examples of HCl emissions measured from 38 German rotary kilns are shown in Figure 1.52. This information results from individual measurements carried out three times a year on one particular day. In 91 cases, the emission value was below the detection limit of between 1.5 – 2.1 mg/Nm^3.

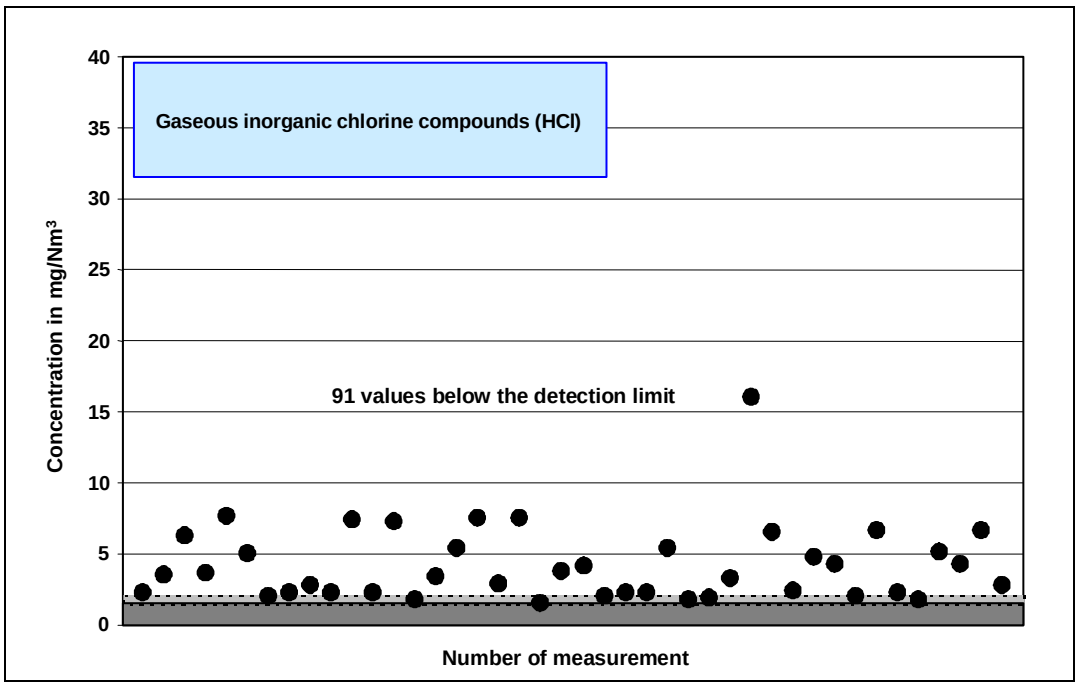

Figure 1.52: Emissions of gaseous inorganic chlorine compounds, stated as HCl, measured in the clean gas from 38 German rotary kilns in 2004
[76, Germany, 2006]

1.3.4.8.2 Gaseous inorganic fluorine compounds

Of the fluorine present in rotary kilns, 90 to 95 % is captured in the clinker, and the remainder is bound with dust in the form of calcium fluoride (CaF_2) which is stable under the conditions of the burning process. Owing to the great excess of calcium, the emissions of gaseous fluorine compounds and of hydrogen fluoride in particular, are virtually excluded. Ultrafine dust fractions that pass through the measuring gas filter may simulate low contents of gaseous fluorine compounds in rotary kiln systems. Minor amounts of fluorides are discharged with the kiln dust, such as in the form of CaF_2.

In 2004, example data of continuous HF emissions measurements and spot measurements were collected from different plants located in the EU-27 and the EU-23+ countries (see Glossary). Values from continuous HF measurements in the clean gas were collected from 28 rotary kilns as well as values from 210 spot measurements, as shown in Figure 1.53 and Figure 1.55. Five measurements are above the scale. Out of these, four are of zero substitution rate and one is above 40. Figure 1.54 and Figure 1.56 show the emissions distribution of the continuous HF measurements and the HF spot measurements. Continuously measured emissions were reported as the annual average of 24 hour averages. Measured values relate to 1 Nm^3 of dry gas under standard conditions. Fluorides from cement kiln systems are below 1 mg/Nm^3, expressed as HF [76, Germany, 2006], [86, EURITS, 2006], [97, CEMBUREAU, 2007].

Furthermore, Figure 1.57 shows examples of HF emissions in a range of between 0.005 – 0.35 mg/Nm^3, and 106 values are below the detection limit, measured from 38 German rotary kilns. This information results from individual measurements carried out three times a year on one particular day. The detection limit is between 0.04 and 0.06 mg/Nm^3 [76, Germany, 2006], [103, CEMBUREAU, 2006].

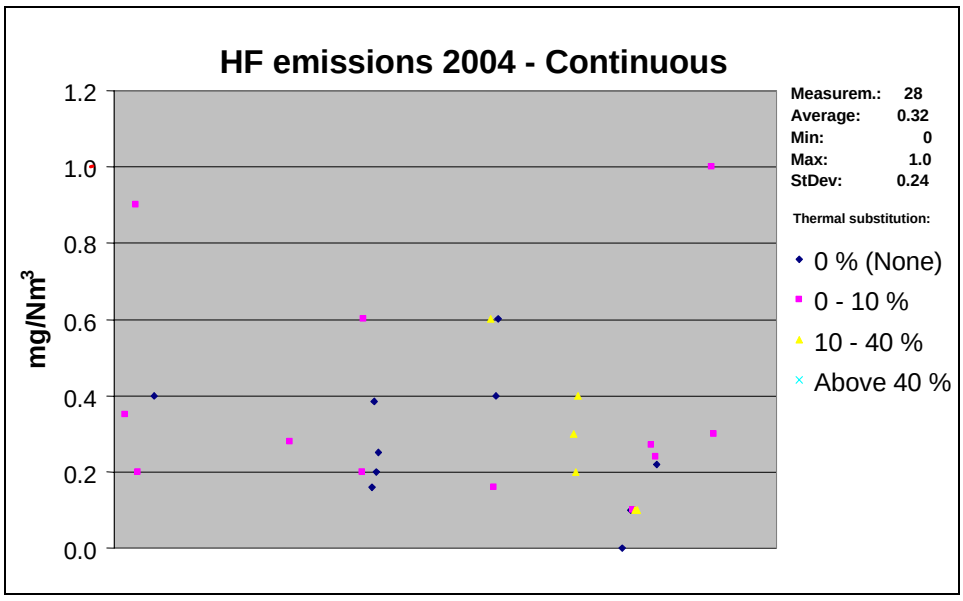

Figure 1.53: Emission values from continuous HF emissions measurement in the clean gas from rotary kilns in the EU-27 and EU-23+countries
[97, CEMBUREAU, 2007]

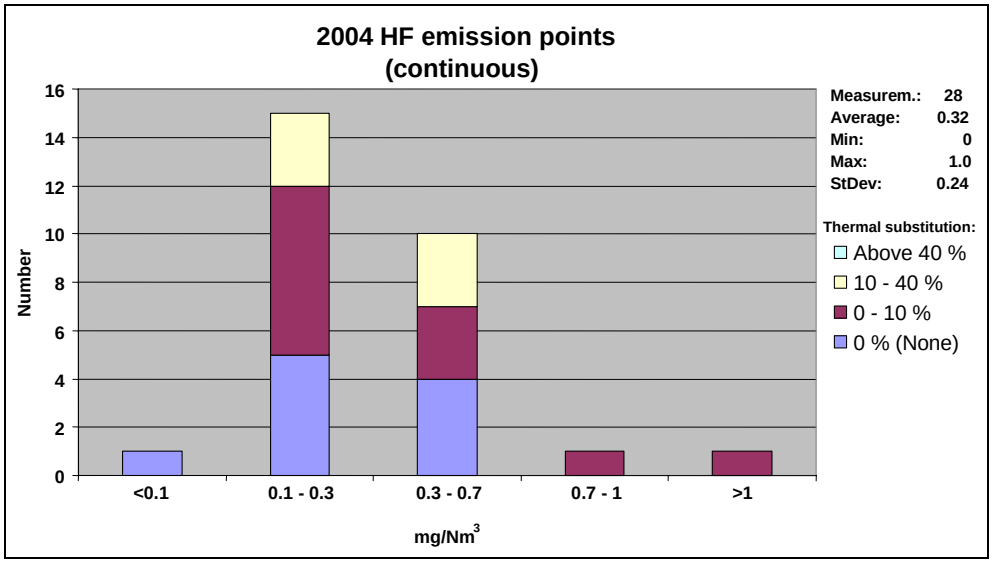

Figure 1.54: Distribution of continuous HF emissions measurements categorised by the thermal substitution rate of HF levels
[97, CEMBUREAU, 2007]

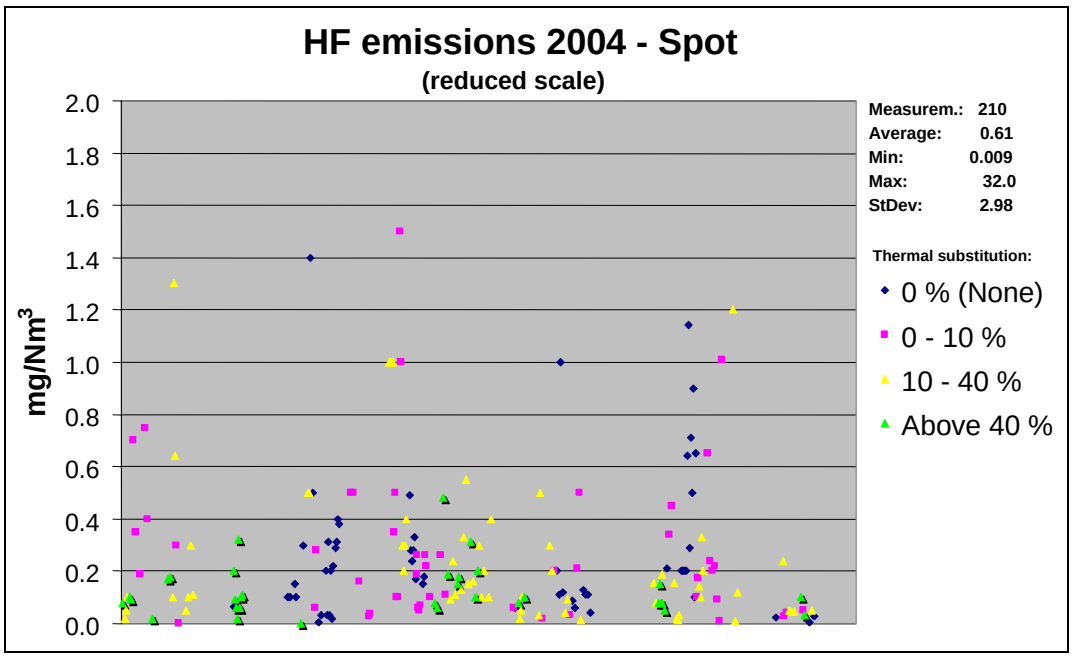

Figure 1.55: Emission values from spot HF measurements in the clean gas of rotary kilns in the EU-27 and EU-23+ countries
[97, CEMBUREAU, 2007]

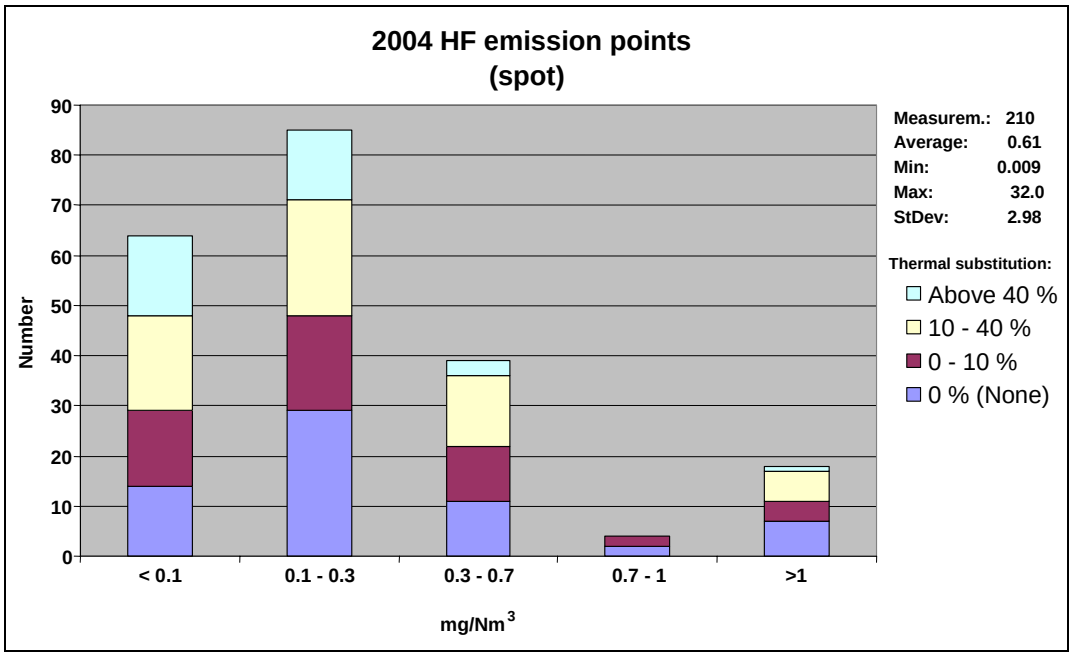

Figure 1.56: Distribution of HF spot measurements categorised by the thermal substitution rate of HF levels
[97, CEMBUREAU, 2007]

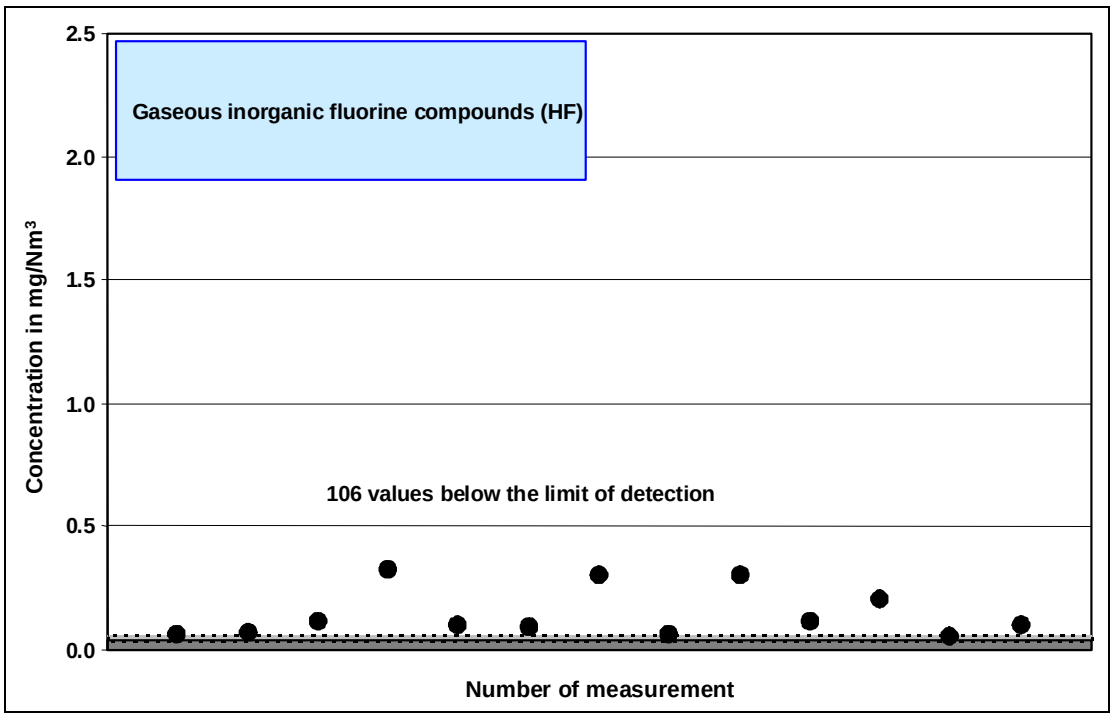

Figure 1.57: Emissions of gaseous inorganic fluorine compounds, stated as HF, measured in the clean gas from 38 German rotary kilns in 2004
[76, Germany, 2006]

1.3.4.9 Ammonia (NH_3)

Emissions of NH_3 occur in the primary steps of the process from the raw materials. The NH_3 content of the exhaust gas from cement kilns can reach as much as 200 mg/Nm^3. Additional NH_3 can occur from abatement techniques, such as the selective non-catalytic reduction (SNCR) technique, where also variable emissions of unreacted ammonia may occur (ammonia slip). A regular monitoring of NH_3 emissions is essential.

Investigations from two plants in Sweden from 1994 to 2006 (initial trials for testing ammonia emissions) show that NH_3 emissions arising from the raw material are in a range of between 10 – 35 mg/Nm^3. Furthermore since 1998, one of these plants has been equipped with a SO_x scrubber which buffers the ammonia in the scrubber liquor and equalises peaks and lows. From the stack of this scrubber, the ammonia emissions have been measured continuously since 1998 as shown in Figure 1.58. Since the scrubber has been in operation, the short term peaks are higher up to 125 mg/Nm^3. This is happening due to the increased scrubber liquor from 53 to 59 °C and the shifted equilibrium so that some accumulated ammonia is released again. However, these plants are equipped with milling systems (raw and coal mill) from where ammonia also is adsorbed and only a small amount of ammonia is transported to the cement mill facilities together with the gypsum (3 kg/h). The cement mill operates at low temperatures in a closed circuit and only very occasionally was the ammonia smell detected from the cement silo.

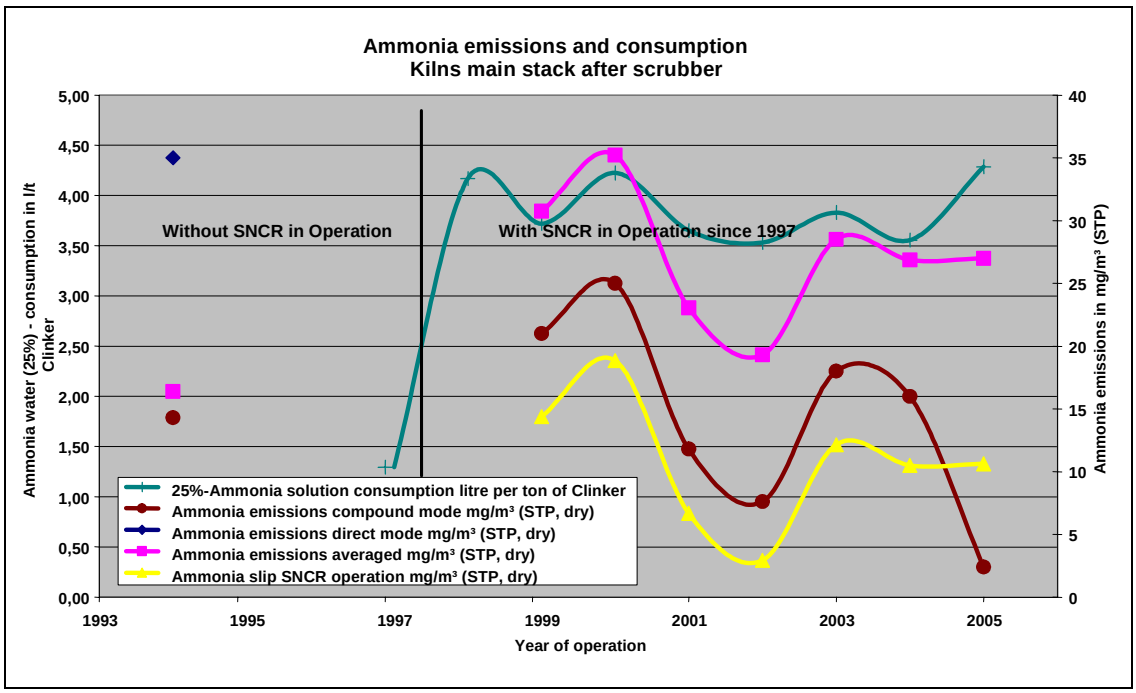

Figure 1.58: Ammonia emissions from a Swedish cement plant equipped with a SO_x scrubber [114, Sweden, 2006]

In 2007, at one German cement plant which is equipped with the high efficiency SNCR technique, investigations and trials were carried out within a period of six months. NO_x emission levels of 350 and 200 mg/Nm³ (daily average value) were achieved by applying corresponding NH_3:NO molar ratios of 0.7 – 0.8 and 1.4 – 1.5. However, for achieving the lower NO_x emission level, the NH_3 measurements resulted in significant ammonia slip of between 50 – 200 mg/Nm^3 particularly during mill-off operation. The ammonia slip was twice as high to achieve the emission level of 200 mg/Nm^3 (NH_3: three months average value of 11 mg/Nm^3) compared to a level of 350 mg/Nm^3 (NH_3: three months average value of 21 mg/Nm^3) (see also Section 4.2.4.2) [160, Germany, 2007], [173, Germany, 2007], [182, TWG CLM, 2008].

Furthermore, investigations at an Irish cement plant in 2004 by carrying out short term SNCR trials showed NH_3 concentrations in a range of between 4 and 26 mg/Nm^3 in the raw gas after the preheater of the kiln. These concentrations have been measured by testing two injection configurations (standard conditions; NH_3:NO molar ratio of one (1) with a NO_x reduction rate of 50 %). The NH_3 slip sets limits to the overstoichiometric addition of a reducing agent. Carrying out regular periodic monitoring is appropriate for this substance [76, Germany, 2006], [103, CEMBUREAU, 2006], [114, Sweden, 2006] [123, Ireland, 2005] [168, TWG CLM, 2007], [173, Germany, 2007].

An example from a German plant equipped with the SCR technique led to NH_3 slip to below 1 mg/Nm^3 [173, Germany, 2007].

It has to be noted that NH_3 in the raw material also serves as the reducing agent (see Section 4.2.5) [76, Germany, 2006], [168, TWG CLM, 2007].

1.3.4.10 Benzene, toluene, ethylbenzene and xylene (BTEX)

Measurements of these substances may be required occasionally under special operating conditions.

In some German plants, additional individual measurements of benzene have been carried out since 2004 which range between 0.02 and 3.6 mg/Nm^3. Benzene emissions in low concentrations are caused by the small quantities of organic constituents input via the natural raw materials (remnants of organisms and plants incorporated in rock in the course of geological history) during kiln feed preheating. Examples of measured emissions concentrations of benzene in German kilns are shown in Figure 1.59 (based on a detection limit of 0.013 mg/Nm^3). The benzene emissions were not dependent on the fuels used.

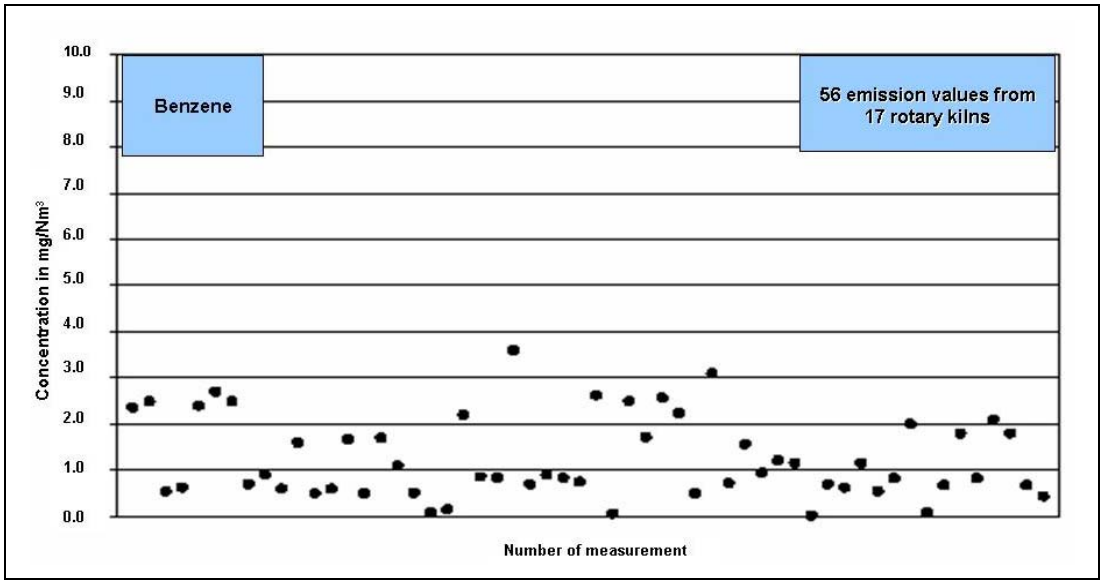

Figure 1.59: Benzene emissions concentrations measured from 17 German rotary kilns [76, Germany, 2006]

1.3.4.11 Polyaromatic hydrocarbons (PAH)

Measurements of these substances may be required occasionally under special operating conditions.

1.3.4.12 Other organic pollutants

Other organic pollutants occurring from the cement manufacturing process are, for example, chlorobenzenes, PCB (polychlorinated biphenyls) including coplanar congeners, and chloronaphthalenes.

Measurements of these substances may be required occasionally under special operating conditions.

1.3.4.13 Impacts on emissions behaviour and energy efficiency by using waste materials

Emissions behaviour

Dust emissions from the clinker burning process remain unaffected by using wastes.

According to current knowledge, the use of suitable waste only has a minor influence on metal emissions from the clinker burning process because of the high retention capacity for particle-bound metals in the preheater and dust collector. It has to be noted that the way the fuels are fed into the kiln (feeding point) is very important because this can have an effect on the emissions (see Section 1.2.4.1). Factors determining metal emissions from the clinker production process are the behaviour of the individual metals in the rotary kiln system, the input situation as well as the collection efficiency of the dust collector. The input situation itself is determined by the metal concentration in the raw materials and fuels used. As the raw material:fuel mass ratio for clinker production is approximately 10:1, this means that the raw material-related inputs are decisive for the emissions. In operating practice, the use of wastes may result in a decreased or increased total input of individual elements into the kiln system. Non-volatile metals are, to a great extent, locked in the clinker matrix and leave the kiln system with the clinker stream. Semi-volatile metals like Pb and Cd form stable cycles in the kiln system. These elements are discharged from the cycle and a large amount is captured either in the clinker stream or in dust. Special cases due to their volatility are Hg and Tl. The prevailing process temperatures combined with a high volatility result in an insufficient removal capacity and establish a plant specific link between the input load and the emissions concentration in the stack. Depending on the exhaust gas temperature, mercury is present in particle-borne and/or vapour form in the dust collector. Therefore, to control mercury and volatile metal emissions it can be necessary to limit mercury and metal inputs into the kiln system. When firing waste fuels recovered from mixed waste fractions, a routine receiving analysis may be required for monitoring the volatile metals input (see Section 1.2.4.3.2).

The inorganic exhaust gas constituents NO_x, HCl and HF remain unaffected by the choice of the feedstock. According to current knowledge, by using the appropriate feeding point to the kiln, the processing of wastes in the cement production process has no significant effects on these emissions. The same applies to the emissions components SO_2, CO and TOC, provided that the input of volatile sulphur compounds or volatile organic compounds via the raw meal path is not increased through the processing of waste. Formed SO_2 is bound to the clinker in the rotary kiln or the precalciner without additional measures/techniques.

The combustion conditions in rotary kiln systems ensure low emissions concentrations of PCDD/F. Waste materials likely to contain relevant concentrations of persistent organic substances, e.g. PCB-laden spent oil, are fed via the main firing system to ensure their reliable destruction. If there are doubts about the feed point selection in the individual case, reference measurements with and without using wastes should be performed. Indications from comprehensive measurement programmes are that in operating practice, PCDD/F emissions are well below the prescribed limit of 0.1 ng I-TEQ/m^3, regardless of the waste used.

Wastes inserted to the secondary firing (see Sections 1.2.4.1 and 1.2.5.1) do not pass the high temperature zone of the rotary kiln which requires qualitative limitations for input and process parameters. However, in many modern precalciners, the temperature is above 850 °C and they have a residence time of longer than 2 seconds, therefore making them suitable for the use of wastes.

Examples of conditions and the result of the yearly emissions monitoring from German cement kiln using waste fuels are shown in Section 4.2.2.1, Table 4-5 and Table 4-6.

Impacts on energy efficiency

Thermal energy demands can increase when using waste fuels with a higher moisture content, coarseness or a lower reactivity compared to, e.g. fine ground, dry and/or high calorific fuels. Lower energy efficiency might also result in higher emissions loads of air pollutants by increasing the flue-gas volume.

[3, Austria, 1997], [76, Germany, 2006], [86, EURITS, 2006], [137, Klein/Hoenig, 2006], [168, TWG CLM, 2007].

1.3.4.14 Impacts on product quality by using wastes

The use of wastes in the clinker burning process may change the metal concentrations in cement products. Depending on the total input via the raw materials and fuels, the concentration of individual elements in the product may increase or decrease as a result of waste processing.

As cement is blended with aggregates, e.g. gravel and sand, for the production of concrete or mortar, it is the behaviour of the metals in the building material (concrete or mortar) which is ultimately decisive for evaluating the environmentally relevant impacts of waste used in the clinker burning process.

Metal emissions from concrete and mortar are low. Results from comprehensive tests confirm that metals are firmly incorporated in the cement brick matrix. In addition, dry-packed concrete offers high diffusion resistance which further counteracts the release of metals.

Tests on concrete and mortar have shown that the metal concentrations in the eluates are noticeably below those prescribed, for instance, by national legislation. Storage under different and partly extreme conditions has not led to any environmentally relevant releases. This also holds true when the sample material is crushed or comminuted prior to the leaching tests.

Careful selection and monitoring of the waste materials ensure that the use of wastes does not result in metal emissions of any environmentally harmful magnitude. The metal emissions are partly orders of magnitude below the applicable air pollution control standards. The use of waste has no negative impact on the environmental quality of the product. Under these conditions, cement can continue to be used without restrictions for concrete and mortar production. The recyclability of these materials remains completely unaffected.

The content of metals in German cements are analysed on a regular basis. The last values were published in 2001. A comparison with results from earlier investigations showed that there was no increase in the metal content of the cements although there has been a remarkable increase in the use of waste materials over the respective period [76, Germany, 2006], [168, TWG CLM, 2007].

1.3.5 Process losses/waste

Process losses/waste originating from cement manufacture, mainly consists of the following materials:

- unwanted rocks which are removed from the raw materials during the preparation of the raw meal
- kiln dust removed from the bypass flow and the stack
- filtrate from the filter presses used in the semi-wet process is fairly alkaline and contains suspended solids
- dust arising from off-gas cleaning units, e.g. dust precipitator
- used sorption agents (granular limestone, limestone dust) arising from the flue-gas cleaning system
- packaging waste (plastic, wood, metal, paper, etc.) arising from the packaging step.

Parts of the accumulated process losses mentioned above, can be recycled and re-used within the plant due to process requirements and product specifications. Materials which cannot be recycled internally leave the plant to be used in other industries or to be supplied to external waste recycling or waste disposal facilities. Kiln dust can directly be re-used within the process of cement manufacturing or can be used for other purposes.

PCDD/Fs are also present in wastes and solid materials from the cement industry and in 2006 the following was reported by a study:

- cement kiln dust (CKD) and filter dust
  - average concentration of 6.7 ng I-TEQ/kg
  - maximum concentration of 96 ng I-TEQ/kg
- clinker
  - average concentration of 1.24 ng I-TEQ/kg
  - maximum concentration of 13 ng I-TEQ/kg.

This study also shows that, compared with other materials, dioxin levels in process losses/waste originating from cement manufacture are of the same magnitude as foods like fish, butter, breast milk, and less than the maximum permissible concentration of 100 ng TEQ per kg for sewage sludge applied to agricultural land [88, SINTEF, 2006].

1.3.6 Emissions to water

In general, cement production does not generate effluent. In cement production by using the dry or the semi-dry process, water is only used in small quantities, e.g. for cleaning processes. In principle, no emissions to water occur because water is recycled back into the process.

In the semi-wet process, slurry is used and dewatered in filter presses. In the wet process, water is used for grinding the raw materials and to form slurry. The raw materials used are often available with a high moisture content. The slurry is either fed directly into the kiln where the water is vaporised or first sent to a slurry dryer.

Water which is sometimes used in the cooling process for cooling down the clinker, is directly vaporised because of the high temperatures of clinker material.

A water balance from a specific example plant can be found in Table 4-24 in Section 4.2.2.3.

1.3.7 Noise

Noise emissions occur throughout the whole cement manufacturing process from preparing and processing raw materials, from the clinker burning and cement production process, from material storage as well as from the dispatch and shipping of the final products. The heavy machinery and large fans used in various parts of the cement manufacturing process can give rise to noise and/or vibration emissions, particularly from:

- chutes and hoppers
- any operations involving fracture, crushing, milling and screening of raw material, fuels, clinker and cement
- exhaust fans
- blowers
- duct vibration.

Plants are required to comply with reduction standards in compliance with national legislation, and noise surveys are being conducted and evaluated. Natural noise barriers, such as office buildings, walls, trees or bushes are used in the cement industry to reduce noise emissions. Where residential areas are located close to a plant, the planning of new buildings at the cement site is connected with a necessity to reduce noise emissions [45, Schorcht, 2006], [81, Castle Cement UK, 2006]

1.3.8 Odours

Odour emissions are very rarely a problem with a well operated plant. If the raw materials contain combustible components (kerogens) which do not burn when they are heated in the preheater, but instead only pyrolise, emissions of hydrocarbons can occur. These hydrocarbon emissions can be seen above the stack as a 'blue haze' or plume and can cause odours around the cement plant under unfavourable weather conditions.

Burning of fuels containing sulphur and/or use of raw materials containing sulphur can lead to odour emissions (a problem especially encountered in shaft kilns).

Furthermore, waste materials used as raw materials or fuels may lead to odour emissions, especially during different process steps such as preparation and storage. In cases when ammonia is used for NO_x reduction, this may also lead to odour emissions during certain process steps, if not handled properly.

1.3.9 Monitoring

1.3.9.1 Monitoring of parameters and emissions

To control kiln processes, continuous measurements are recommended for the following parameters:

- pressure
- temperature
- O_2 content
- NO_x
- CO, and possibly when the SO_x concentration is high
- SO_2 (it is a developing technique to optimise CO with NO_x and SO_2).

To accurately quantify the emissions, continuous measurements are recommended for the following parameters (these may need to be measured again if their levels can change after the point where they are measured to be used for control):

- exhaust volume (can be calculated but is regarded by some to be complicated)
- humidity (can be calculated but is regarded by some to be complicated)
- temperature
- dust
- O_2
- NO_x
- SO_2, and
- CO.

Regular periodic monitoring is appropriately carried out for the following substances:

- metals and their compounds
- TOC
- HCl
- HF
- NH_3, and
- PCDD/F.

However, it is also possible to measure and monitor TOC, NH_3, HCl, and HF continuously and to sample PCDD/F and PCB continuously for analysis from 1 to 30 days. Furthermore, Hg is measured continuously in two Member States of the EU-27.

Measurements of the following substances may be required occasionally under special operating conditions:

- BTX (benzene, toluene, xylene)
- PAH (polyaromatic hydrocarbons), and
- other organic pollutants (for example chlorobenzenes, PCB (polychlorinated biphenyls) including coplanar congeners, chloronaphthalenes, etc.).

It is especially important to measure metals when wastes with enhanced volatile metal contents are used as raw materials or fuels. Furthermore, depending on the fuels used, the process conditions and the relevance of the emissions, it may be necessary to carry out additional measurements. The requirements of existing European and national regulations have to be considered, e.g. it has to be noted, when co-incinerating waste, the requirements of the Waste Incineration Directive (WID, 2000/76/EC) have to be met [59, European Commission, 2000]. If waste is used in cement kilns, often emissions of TOC and mercury, especially in the case of using sewage sludge, are monitored from the exhaust gas of cement kilns (in some cases continuously), additionally to the regular continuous measurements of dust, NO_x, SO_2 and CO emissions, which are carried out. Further information regarding continuous measurements of mercury in German cement plants can be found in the conclusions and recommendations section for the cement industry (see Section 1.7). Depending on the input and the types of waste fuels used, process conditions and the relevance of the emissions, additional measurements are carried out for HCl, HF, heavy metals, benzo-a-pyrene, benzene and polychlorinated dibenzo-p-dioxins (PCDDs) and polychlorinated dibenzofurans (PCDFs). Furthermore, for the use of waste often recurrent measurements are carried out, e.g. once a year [76, Germany, 2006].

It is appropriate to have all these substances measured on at least one occasion to provide data when applying for the plant's first IPPC permit.

Additional useful information can be found in the Reference Document on the General Principles of Monitoring [151, European Commission, 2003].

1.4 Techniken, die bei der Bestimmung der BVT für die Zementindustrie zu berücksichtigen sind

Dieses Kapitel beschreibt Maßnahmen/Techniken, bei denen grundsätzlich ein hohes Umweltschutzpotenzial für die in diesem Dokument betrachteten Industrien gesehen wird. Diese umfassen Managementsysteme, prozessintegrierte wie nachgeschaltete Maßnahmen/Techniken; auf der Suche nach optimalen Ergebnissen gibt es auch Überschneidungen zwischen diesen drei Gruppen.

Sowohl Vorsorge-, Kontroll-, Minderungs- und Recyclingmaßnahmen sind berücksichtigt als auch die Rückgewinnung von Materialien und Energie.

Maßnahmen/Techniken können einzeln oder in Kombination angewendet werden, um die Ziele der IVU-Richtlinie zu erreichen. Anhang 4 der Richtlinie listet eine Reihe allgemeiner Aspekte auf, die bei der Bestimmung von BVT in Betracht zu ziehen sind. Die in diesem Kapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken zielen auf eine oder mehrere dieser Aspekte ab. Soweit möglich, wird eine einheitliche Struktur verwendet, um die einzelnen Maßnahmen/Techniken darzustellen, einen Vergleich der Maßnahmen/Techniken und eine objektive Bewertung entsprechend der Definition von BVT in der Richtlinie zu ermöglichen.

Dieses Kapitel beinhaltet keine abschließende Liste von Maßnahmen/Techniken – es mögen weitere existieren oder entwickelt werden, die nach dem Konzept von IVU-Richtlinie und BVT gleichwertig sein können.

Die Standardstruktur, in der die einzelnen Maßnahmen/Techniken dargestellt werden, zeigt Tabelle 1-30. Da sich die Grenzen der nachfolgend genannten Elemente etwas überschneiden können, wird die Struktur flexibel gehalten und dem Einzelfall entsprechend angepasst:

Betrachtete Aspekte	Enthaltene Informationen
Beschreibung	Technische Beschreibung der Maßnahme/Technik (einschließlich Abbildungen/Schemata, sofern erforderlich)
Erreichte Umweltentlastungseffekte	Hauptsächliche Umweltvorteile (einschließlich Energie-, Wasser- und Rohmaterialeinsparungen sowie Steigerungen der Produktivität und der Energieeffizienz), die durch die Maßnahme/Technik erreicht werden
Medienübergreifende Effekte	Hauptsächliche Nebeneffekte und Nachteile für andere Umweltmedien, die durch die Anwendung dieser Maßnahme/Technik verursacht werden. Einzelheiten zu den Umweltwirkungen dieser Maßnahme/Technik im Vergleich zu anderen.
Betriebsdaten	Verbrauchs- und Emissionsdaten von in Betrieb befindlichen Anlagen, die diese Maßnahme/Technik anwenden (unter Angabe der Referenzbedingungen und der verwendeten Messmethoden). Andere relevante Informationen, wie diese Maßnahme/Technik zu betreiben, zu warten und zu überwachen ist.
Anwendbarkeit	Beschreibung der Arten von Anlagen, bei denen die Maßnahme/Technik angewendet werden kann, unter Berücksichtigung z. B. des Alters (neue oder bestehende Anlagen), der Anlagenkapazität (groß oder klein), der bereits installierten Maßnahmen/Techniken oder der Art und Qualität der Produkte.
Wirtschaftliche Aspekte	Informationen zu Kosten (Investitions- sowie Betriebskosten) und möglichen Einsparungen (z. B. reduzierter Rohmaterial- oder Energieverbrauch, Entsorgungskosten) oder zusätzlichen Erlösen, einschließlich der Erläuterung wie diese Kosten, Einsparungen und Erlöse berechnet oder geschätzt wurden.
Treibende Kraft für die Umsetzung	Lokale Bedingungen oder Anforderungen, die zur Umsetzung dieser Maßnahme/Technik geführt oder diese befördert haben. Informationen über andere, nicht umweltbezogene Gründe für die Umsetzung (z. B. Steigerung der Produktivität oder der Sicherheit).
Referenzanlagen	Verweis auf (eine) Anlage(n), in denen die Maßnahme/Technik angewendet wird und über die Informationen bereitgestellt und beim Schreiben dieses Abschnitts verwendet wurden
Referenzliteratur	Literatur oder anderes Referenzmateial (z. B. Bücher, Berichte, Studien, Internetseiten), die beim Schreiben dieses Abschnitts verwendet wurden und die detailliertere Informationen über diese Maßnahme/Technik enthalten

Tabelle 1-30: Struktur der Informationen zu den in diesem Kapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken

Die Kosten für die Minderungsmaßnahmen/-techniken müssen unter Berücksichtigung der Art des verwendeten Zementofens, der Größe der Anlage, der Wirksamkeit der Maßnahme/Technik und den Umständen ihrer Anwendung im Einzelfall bewertet werden.

In diesem Zusammenhang liefert Abschnitt 0 beispielhafte Kostenangaben, z. B. zu Investitions-, Instandhaltungs- und Betriebskosten für verschiedene Abgasreinigungstechniken, z. B. zur Minderung von Staub, anorganischen sowie organischen gasförmigen Verbindungen.

1.4.1 Verbrauch an Rohmaterialien

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Recycling und/oder Wiederverwendung von gesammeltem Staub in den Produktionsprozessen reduziert den Gesamtverbrauch an Rohmaterialien. Diese Rückführung kann direkt in den Ofen oder den Rohmaterialpfad (der Alkalimetallgehalt ist der limitierende Faktor) oder durch Mischen mit fertigen Zementprodukten erfolgen.

Die Verwendung geeigneter Abfälle als Rohmaterialien kann den Verbrauch natürlicher Ressourcen reduzieren, sollte jedoch immer mit einer ausreichenden Kontrolle der Stoffe, die in das System eingetragen werden, verbunden werden.

Medienübergreifende Effekte
Schonung natürlicher Ressourcen.

Bei der Verwendung geeigneter Abfälle als Rohmaterial können in Abhängigkeit von ihren Eigenschaften verschiedene Emissionen auftreten.

Die Kosten für die Qualitätskontrolle der Abfälle und die Emissionsüberwachung können ansteigen.

Betriebsdaten
Siehe Abschnitt 1.2.4.2.

Anwendbarkeit
Diese Maßnahme ist grundsätzlich in der Zementindustrie anwendbar, wenn Qualitätskontrollen, flüchtige organische Verbindungen und Schwermetalle beachtet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Kosten für Rohmaterialien können reduziert werden.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.
Ökonomische Erwägungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[168, TWG CLM, 2007]

1.4.2 Senkung des Energieverbrauchs (Energieeffizienz)

Nützliche Informationen in diesem Zusammenhang können auch dem Merkblatt über die besten verfügbaren Techniken zur Steigerung der Energieeffizienz (engl. *Reference Document on Best Available Techniques for Energy Efficiency* (ENE)) entnommen werden [181, European Commission, 2008].

1.4.2.1 Senkung des thermischen Energieverbrauchs

Der thermische Energieverbrauch kann durch Berücksichtigung und Anwendung verschiedener Maßnahmen/Techniken, wie der Anwendung von Optimierungsmaßnahmen für den thermischen Energieverbrauch am Ofensystem, gesenkt werden (siehe Abschnitt 1.4.2.1.1). Verschiedene Faktoren beeinflussen den Energieverbrauch moderner Zementöfen, wie die Rohmaterialeigenschaften, z. B. Feuchtegehalt, Brennbarkeit (siehe Abschnitt 1.4.2.1.2), die Verwendung von Brennstoffen mit verschiedenen Eigenschaften und schwankenden Parametern (siehe Abschnitt 1.4.2.1.3) als auch der Einsatz eines Gasbypasssystems (siehe Abschnitt 1.4.2.1.4). Diese Maßnahmen/Techniken können einzeln angewendet werden, allerdings müssen alle Maßnahmen/Techniken im gemeinsamen Kontext betrachtet werden.

Darüber hinaus hat die Produktionskapazität des Ofens einen Einfluss auf den Energiebedarf.

1.4.2.1.1 Ofenanlagen

Beschreibung
Ofenanlagen mit einem mehrstufigen (vier- bis sechsstufigen) Zyklonvorwärmer und integriertem Kalzinator mit Tertiärluftleitung werden als Standardtechnik für neue Anlagen und wesentliche Änderungen erachtet. In einigen Fällen von Rohmaterial mit hohem Feuchtegehalt werden dreistufige Zyklonanlagen verwendet. Unter optimierten Verhältnissen wird eine derartige Konfiguration 2900 – 3300 MJ/t Klinker verbrauchen.

Maßnahmen/Techniken zur Optimierung des thermischen Energieverbrauchs können an verschiedenen Teilen der Anlage ansetzen, z. B. am:

- Kühler:
  - Einbau eines modernen Klinkerkühlers, z. B. Kühler mit stationärem Vorrost
  - Verwendung von Kühlerrostplatten, die einen größeren Strömungswiderstand aufweisen, um so eine gleichmäßigere Verteilung der Kühlluft zu gewähren
  - kontrollierte Zuführung der Kühlluft zu den einzelnen Rostabschnitten

- Ofen:
  - hohe Kapazitätsauslastung
  - optimiertes Länge:Durchmesser-Verhältnis
  - für die eingesetzte Brennstoffart optimierte Ofengestaltung
  - optimiertes Feuerungssystem
  - gleichmäßige und stabile Betriebsbedingungen
  - Optimierung der Prozesssteuerungen
  - Tertiärluftleitung
  - nahezu stöchiometrische, aber oxidierende Ofenbedingungen
  - Verwendung von Mineralisatoren
  - Reduzierung des Falschlufteintritts

- Kalzinator:
  - geringer Druckverlust
  - gleichmäßige Verteilung des Heißmehls im Ofensteigrohr
  - minimale Bildung von Belägen durch eine geringe Zirkulation von Alkalien
  - weitgehende Vorkalzinierung des Rohmehls

- Vorwärmer:
  - geringer Druckverlust und ein hoher Wärmerückgewinnungsgrad in den Zyklonen
  - hohe Materialzurückhaltung in den Zyklonen
  - gleichmäßige Mehlverteilung über die Gasleitungsquerschnitte
  - gleichmäßige Verteilung der Feststoffe und Gasströme bei zweisträngigem Vorwärmer
  - mehrstufige Zyklone (insgesamt drei bis sechs Zyklone)

- Materialhandhabung:
  - geringer Feuchtegehalt von Rohmaterialien und Brennstoffen
  - leicht brennbare Brennstoffe mit einem hohen Heizwert
  - Homogenisierung und gleichmäßige Zuführung (präzise Dosierung) des Ofeneinsatzmaterials
  - Homogenisierung und gleichmäßige Zuführung der Brennstoffe

- Mühlen:
  - Verbundbetrieb der Mühlen.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Senkung des thermischen Energieverbrauchs.

Medienübergreifende Effekte
Sowohl die Verwendung eines Gas/Luft-Austauschers oder einer Quenche bei langen Öfen als auch ein Gasbypass bei Öfen mit Vorwärmer-/Vorkalzinator erhöhen den Brennstoffenergieverbrauch.

Bei Anwendung der Flammenkühlung kann zusätzliche Wärme erforderlich sein, um das Wasser zu verdampfen, was die Energieeffizienz herabsetzt.

Eine geringere Zyklonanzahl führt zu höheren Wärmeverlusten, wenn das Abgas den Vorwärmer verlässt.

Betriebsdaten
Unter den optimierten Bedingungen eines kurzzeitigen Leistungstests (z. B. 36 Stunden-Leistungstest) beträgt der thermische Energieverbrauch 2900 – 3300 MJ/t Klinker. Bedingt durch Ereignisse, die von den regulären Betriebsbedingungen abweichen (z. B. An- und Abfahrvorgänge) liegen die Jahresdurchschnittswerte um etwa 160 – 320 MJ/t Klinker höher.

Bei Anlagen, die für den Einsatz bestimmter Sekundärbrennstoffe geeignet und speziell dafür ausgelegt sind, kann der thermische Energieverbrauch im Bereich zwischen 3120 – 3400 MJ/t Klinker liegen. Die Eigenschaften der eingesetzten Sekundärbrennstoffe – z. B. Heizwert, Reaktivität, Grobkörnigkeit – beeinflussen die Energieeffizienz (siehe Abschnitte 1.2.4.3 und 1.3.3.3) [92, Austria, 2006], [162, A TEC, 2006], [171, A TEC, 2007].

Die berechneten Werte beziehen sich auf eine Ofenanlage mit einer Kapazität von 3000 t/d. Die Produktionskapazität hat auch einen Einfluss auf den Energiebedarf. Das Brennen von Klinker in Öfen mit einer höheren Kapazität, z. B. 5000 t/d, spart etwa 100 MJ/t Klinker ein, während der Energieverbrauch von kleineren Öfen, die z. B. 1500 t/d produzieren, bis zu 200 MJ/t Klinker höher ist. Diese Effekte sind im Wesentlichen durch die unterschiedlichen Wärmeverluste der Außenwände pro Tonne produziertem Klinker bedingt. Eine Bewertung des Energieverbrauchs eines Ofens muss diese Effekte zwangsläufig berücksichtigen [84, CEMBUREAU, 2006].

Je mehr Vorwärmerstufen ein Zyklon hat, desto höher wird die Energieeffizienz des Ofenprozesses sein. Der niedrigste Energieverbrauch kann mit fünf oder sechs Zyklonen erreicht werden (siehe Abschnitt 1.3.3.1 und Tabelle 1-17). Allerdings wird die Anzahl der Zyklone im Wesentlichen durch den Feuchtegehalt des Rohmaterials bestimmt (siehe auch Abschnitt 1.4.2.1.2).

Anwendbarkeit
Die entsprechende Anzahl an Zyklonstufen wird durch den Durchsatz und den Feuchtegehalt der Rohmaterialien und ggf. der Brennstoffe bestimmt, die durch die Restwärme des Abgases getrocknet werden müssen,

da die lokalen Rohmaterialsituationen im Hinblick auf den Feuchtegehalt oder die Brennbarkeit stark schwanken [76, Germany, 2006].
Verschiedene Einflüsse können den Energieverbrauch von modernen Anlagen mit Vorkalzinatoren und Zyklonvorwärmern beeinflussen, z. B.:

- Rohmaterialeigenschaften wie Feuchtegehalt oder Brennbarkeit (siehe Abschnitte 1.2.2, 1.2.4.2 und 1.4.2.1.2)
- die Verwendung von Brennstoffen mit schwankenden Eigenschaften (siehe Abschnitte 1.2.3, 1.2.4 und 1.4.2.1.3)
- der Einsatz eines Gasbypasssystems (siehe Abschnitte 1.2.5.4.1 und 1.4.2.1.4)
- Vorgaben für die Klinkerqualität
- Ofengröße und -kapazität.

Wirtschaftliche Aspekte
Der Energieverbrauch (thermisch und elektrisch) macht üblicherweise 30 – 40 % der Produktionskosten aus.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.
Sowohl die Energiekosten als auch der Emissionshandel liefern Anreize zur Steigerung der Energieeffizienz.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[9, CEMBUREAU, 1997 November], [60, VDI 2094 Germany, 2003], [76, Germany, 2006], [81, Castle Cement UK, 2006], [84, CEMBUREAU, 2006], [86, EURITS, 2006], [92, Austria, 2006], [136, European Commission, 1993], [153, Castle Cement UK, 2007], [154, CEMEX UK, 2006], [162, A TEC, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [171, A TEC, 2007], [181, European Commission, 2008].

1.4.2.1.2 Rohmaterialeigenschaften

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Der gewünschte Durchsatz und der Feuchtegehalt des Rohmaterials beeinflussen die Gesamtenergieeffizienz. Diese Parameter bestimmen die entsprechende Anzahl der zu verwendenden Zyklonstufen, da die Materialien getrocknet werden müssen, vorzugsweise mit der Abgaswärme (siehe Abschnitte 1.2.4.2, 1.3.3 und Table 1-17). Je höher der Feuchtegehalt desto höher wird der Energiebedarf sein. Es muss angemerkt werden, dass eine höhere Zyklonanzahl zu geringeren Wärmeverlusten führt, wenn das den Vorwärmer verlässt.

Medienübergreifende Effekte
Einige Brennstoffe enthalten auch Anteile an feuchten Mineralien, die als Rohmaterial genutzt und innerhalb des Ofensystems getrocknet werden, was zu einem Anstieg des spezifischen Energieverbrauchs pro Tonne Klinker führt.

Betriebsdaten
An modernen Zementanlagen kann, wenn der Feuchtegehalt des Rohmaterialeintrags weniger als 8,5 % beträgt, die Trocknung ohne zusätzliche Wärmezufuhr durch Nutzung des Abgases eines vier- oder fünfstufigen Vorwärmers erreicht werden. Im Vergleich zu einem fünfstufigen Vorwärmer spart die sechste Zyklonstufe, wenn denn der Bedarf an Trocknungsenergie geringer ist, etwa 60 MJ/t Klinker ein.
Allein für die Ofenvorwärmeranlage berechnet, benötigt ein vierstufiger Zyklonvorwärmer ungefähr 90 MJ/t Klinker mehr als ein fünfstufiger. Bei drei Zyklonstufen erhöht sich der Unterschied im Energiebedarf auf über 250 MJ/t Klinker. Drei Zyklonstufen werden nur in Spezialfällen mit sehr feuchtem Material eingesetzt.

Allerdings sind bei einem Feuchtegehalt des Rohmaterials von mehr als 8,5 % (bis zu 10 – 11 %) weniger Zyklonstufen vorzuziehen (z. B. vier), so dass die Wärme im Trocknungsprozess (Rohmühle) genutzt werden kann.

Anwendbarkeit
Die Technik ist grundsätzlich in der Zementindustrie anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Keine Daten verfügbar.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[9, CEMBUREAU, 1997 November], [60, VDI 2094 Germany, 2003], [76, Germany, 2006], [84, CEMBUREAU, 2006], [81, Castle Cement UK, 2006], [86, EURITS, 2006], [92, Austria, 2006], [136, European Commission, 1993], [137, Klein/Hoenig, 2006], [153, Castle Cement UK, 2007], [154, CEMEX UK, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

1.4.2.1.3 Brennstoffeigenschaften

Beschreibung
Sowohl die Kenndaten der eingesetzten Brennstoffe, wie ein geeigneter Heizwert, ein geringer Feuchtegehalt, ein angemessener Gehalt an Schwefel, Metallen, Halogenverbindungen und flüchtigen Verbindungen, als auch ihre Eindüsung unter Luftanreicherung haben einen positiven Einfluss auf den spezifischen Energieverbrauch des Ofens.

Die Aufbereitung fossiler Brennstoffe, wie Steinkohle oder Braunkohle, die teilweise oder vollständig außerhalb des Ofensystems getrocknet werden, sogar außerhalb des Zementwerkes, führt zu einer verbesserten Energieeffizienz des Ofensystems, da dies einer der wesentlichen Einflüsse auf den Energieverbrauch ist. Braunkohle, zum Beispiel, kann mit einem Feuchtegehalt von über 50 % gefördert werden und muss vor der Lieferung ins Zementwerk getrocknet werden. Darüber hinaus führt die Nutzung von Restwärme zum Trocknen von Brennstoffen zu einer Einsparung von thermischer Energie. Der Austausch von Brennstoffen mit höheren Feuchtegehalten durch getrocknete Brennstoffe führt zu einer Abnahme des Energieverbrauchs pro Tonne Klinker im Ofensystem.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Die Praxis, den Kalzinator mit einer großen Auswahl an Brennstoffqualitäten, von hochreaktiven bis hin zu äußerst unreaktiven, zu betreiben, beeinflusst die Energieeffizienz. Die Verwendung eines feingemahlenem, trockenen und geeigneten kalorischen Brennstoffs führt im Vergleich zu einem wenig reaktiven oder groben Brennstoff zu einer verbesserten Energieeffizienz.

Medienübergreifende Effekte
Einige Brennstoffe enthalten anteilig auch feuchte Mineralien, die als Rohmaterialien verwendet und die innerhalb des Ofensystems getrocknet werden, was zu einem Anstieg des spezifischen Energieverbrauchs pro Tonne Klinker führt.
Bei der Verwendung von Abfällen und in Abhängigkeit von Ihren Eigenschaften kann es möglich sein, dass verschiedene Emissionen entstehen.

Eine hohe Substitutionsrate durch Sekundärbrennstoffe zusammen mit weniger reaktiven oder groben Brennstoffen wird zu einer steigenden Brennstoffmenge führen, die eingesetzt werden muss, um den thermischen Energiebedarf zu decken (siehe Abschnitte 1.3.3, 1.3.3.3, 4.2.2.2 und Table 4-21).

Zusätzliche Energie könnte für die Trocknung der Brennstoffe außerhalb des Ofens benötigt werden.

Betriebsdaten
Ein Vergleich zwischen identischen Ofenanlagen, die einerseits mit Steinkohle und andererseits mit Braunkohle befeuert werden, was beides üblicherweise eingesetzte fossile Brennstoffe sind, führt bedingt durch die unterschiedlichen Brennstoffqualitäten zu einem Unterschied von ungefähr 100 MJ/t Klinker.

Der Einsatz von feingemahlener Kohle kann im Vergleich zum Einsatz eines wenig reaktiven oder groben Brennstoffs den Energiebedarf herabsetzen, z. B. um mehr als 300 MJ/t Klinker. Ein niedriger thermischer Energiebedarf kann durch Einsatz von leicht brennbaren Brennstoffen mit einem geringen Feuchtegehalt erreicht werden (auch in kleineren Anlagen).

Wo Anlagen für den Einsatz verschiedener Arten von Sekundärbrennstoffen geeignet sind und speziell dafür ausgelegt wurden, kann der thermische Energieverbrauch immer noch nur 3120 – 3400 MJ/t Klinker betragen. Parameter und Eigenschaften der eingesetzten Sekundärbrennstoffe, z. B. geeigneter Heizwert, Reaktivität, Grobkörnigkeit, beeinflussen die Energieeffizienz (siehe Abschnitte 1.2.4.3 und 1.3.3.3) [92, Austria, 2006], [162, A TEC, 2006], [171, A TEC, 2007]. Darüber hinaus wurde für einen fünfstufigen Kalzinatorofen ein Energieverbrauch von 3473 kJ/kg berichtet [81, Castle Cement UK, 2006], [163, Castle Cement UK, 2006], [168, TWG CLM, 2007].

Anwendbarkeit
Grundsätzlich bei allen Zementofenarten anwendbar.

Bei der Festlegung eines Brennstoffmixes sind die lokale Verfügbarkeit der Brennstoffe, die technischen Möglichkeiten und die langfristige Versorgungssicherheit die wesentlichen Parameter, die berücksichtigt werden müssen.

Beim Einsatz von Sekundärbrennstoffen müssen die Heizwerte dieser Abfälle berücksichtigt werden. Es muss angemerkt werden, dass es beim Einsatz von Sekundärbrennstoffen mit einem niedrigeren Heizwert erforderlich sein kann, im Vergleich zu fossilen Brennstoffen eine größere Menge an Sekundärbrennstoffen zu verbrennen, um den thermischen Energiebedarf zu decken.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Kosten für verschiedene Arten von fossilen und/oder Sekundärbrennstoffen sowie deren Aufbereitung variieren sehr.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Wirtschaftliche Zwänge.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27, namentlich in Österreich und dem Vereinigten Königreich.
[9, CEMBUREAU, 1997 November], [60, VDI 2094 Germany, 2003], [76, Germany, 2006], [81, Castle Cement UK, 2006], [84, CEMBUREAU, 2006], [86, EURITS, 2006], [92, Austria, 2006], [136, European Commission, 1993], [153, Castle Cement UK, 2007], [154, CEMEX UK, 2006], [162, A TEC, 2006], [163, Castle Cement UK, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [171, A TEC, 2007]

1.4.2.1.4 Minimierung der Verwendung von Gasbypässen

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Rohmaterial und Brennstoffe mit einem niedrigen Gehalt an Chlor, Schwefel und Alkalien können den Anreicherungsprozess, der aus der internen Zirkulation zwischen Ofen und Vorwärmer resultiert, reduzieren. Darüber hinaus kann die durch höhere Konzentrationen verursachte Bildung von Ablagerungen im Bereich des Ofeneinlaufs, im Kalzinator und den unteren zwei Zyklonstufen vermindert werden. Da ein gleichmäßiger Ofenbetrieb mit minimierten Betriebsstörungen die Basis für eine energieeffiziente Klinkerproduktion ist, sollten Abschaltungen, die aus der Bildung von Belägen resultieren, vermieden werden. Bei geringerer Kreislaufführung von Alkalien, Chlor und – in geringerem Maße – auch Schwefel kann die Verwendung des

Gasbypasses am Ofeneinlauf auf ein Minimum reduziert werden. Durch das Entfernen eines Teils des Prozessgases werden nicht nur Chlor, Schwefel und Alkalien, sondern auch heißes Rohmaterial und heißes Gas (siehe Abschnitt 1.2.5.4.1) ausgeschleust.

Medienübergreifende Effekte
Die Entfernung von heißem Rohmaterial und heißem Gas führt zu einem höheren spezifischen Energieverbrauch von 6 – 12 MJ/t Klinker pro Prozent entferntes Gas am Ofeneinlauf. Folglich hat die Minimierung der Verwendung eines Gasbypasses einen positiven Einfluss auf den spezifischen Energieverbrauch.

Betriebsdaten
Siehe Abschnitt 1.3.3 zum Energieverbrauch.

Anwendbarkeit
Grundsätzlich in der Zementindustrie anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Keine Daten verfügbar.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Anforderungen der Prozesstechnik.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[9, CEMBUREAU, 1997 November], [60, VDI 2094 Germany, 2003], [76, Germany, 2006], [84, CEMBUREAU, 2006], [86, EURITS, 2006], [81, Castle Cement UK, 2006], [92, Austria, 2006], [136, European Commission, 1993], [153, Castle Cement UK, 2007], [154, CEMEX UK, 2006].

1.4.2.1.5 Reduzierung des Klinkergehaltes von Zementprodukten

Beschreibung
Eine Maßnahme zur Reduzierung des Energieverbrauchs und zur Minderung der Emissionen aus dem Zementherstellungsprozess, bezogen auf eine Gewichtseinheit an Zementprodukten, ist die Reduzierung des Klinkergehalts im produzierten Zement. Dies kann durch Zugabe von Füllstoffen und Zusatzstoffen, z. B. Sand, Schlacke, Kalkstein, Flugasche und Puzzolan in der Zementmahlstufe erfolgen.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Reduzierung des Energieverbrauchs.
Minderung der Luftemissionen.
Ressourcenschonung.
Vermeidung der Deponierung von Abfällen

Medienübergreifende Effekte
Die Zugabe von Füll- und Zusatzstoffen zum Endprodukt in der Zementanlage ist durch eine Kontrolle der Lagerung und Handhabung der Materialien durch die Qualitätskontrolle des fertigen Zements abzusichern.

Betriebsdaten
In Europa liegt der durchschnittliche Klinkergehalt der Zemente bei 80-85%. Viele Zementhersteller arbeiten an Techniken, um den Klinkergehalt weiter zu reduzieren. In diesem Zusammenhang wird über eine Technik berichtet, die es ermöglichen soll, ohne Einbußen in der Qualität/Leistungsfähigkeit und ohne Erhöhung der Produktionskosten 50 % des Klinkers zu substituieren. In den Zementnormen werden einige Zementarten definiert, die weniger als 20 % Klinker enthalten; der Rest besteht aus Hochofenschlacke. Allerdings werden Zementarten mit einem geringen Klinkergehalt nur für spezielle Anwendungen eingesetzt.

Anwendbarkeit
Grundsätzlich in der Zementindustrie anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Keine Daten verfügbar.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Wirtschaftliche Zwänge.
Verfügbarkeit geeigneter Abfälle.
Anforderungen hinsichtlich technischer Spezifikation und Kohlenstoffeffizienz.
Anforderungen in Übereinstimmung mit den Zementnormen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[9, CEMBUREAU, 1997 November], [168, TWG CLM, 2007]

1.4.2.2 Reduzierung des Stromverbrauchs

Beschreibung
Der Stromverbrauch kann sowohl durch den Einsatz von Energiemanagementsystemen und die Verwendung von energieeffizienten Anlagen, wie Hockdruckmahlwalzen zur Klinkermahlung und drehzahlgesteuerten Gebläseantrieben, als auch in einigen Fällen durch den Austausch alter Rohmaterialmühlen durch neue Mühlen reduziert werden (siehe Abschnitt **1.3.3.2**). Durch den Einsatz verbesserter Überwachungseinrichtungen und durch Reduzierung des Falschlufteintritts in die Anlage kann auch der Stromverbrauch optimiert werden. Einige der in den nächsten Abschnitten beschriebenen Minderungstechniken haben auch einen positiven Einfluss auf den Energieverbrauch, so zum Beispiel die Optimierung der Prozesssteuerung.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Reduzierung und Minimierung des Stromverbrauchs.
Ressourcenschonung und Reduzierung von Emissionen und Abfall.

Medienübergreifende Effekte
Kein Thema.

Betriebsdaten
Ein Vergleich wesentlicher Kenndaten von Beispielen für Mahlverfahren liefern Abschnitt 1.3.3 und Tabelle 1-19. In einigen Fällen wurde der Stromverbrauch durch den Austausch alter Rohmaterialmühlen durch neue Alternativen vermindert.

Anwendbarkeit
Grundsätzlich an allen Zementöfen anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Im Jahr 2006 machte der Stromverbrauch üblicherweise 15 – 25 % der gesamten Zementproduktionskosten aus (siehe Abschnitt 1.3.3.2).

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Wirtschaftliche Zwänge, Kosteneinsparungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[76, Germany, 2006], [81, Castle Cement UK, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [181, European Commission, 2008], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.2.3 Verfahrensauswahl

Beschreibung
Das ausgewählte Verfahren beeinflusst die Emissionen aller Schadstoffe und hat auch einen wesentlichen Einfluss auf den Energieverbrauch, so wie es auch in einer Studie zu Energietechnologien im Zementsektor, die von der Europäischen Kommission im Jahr 1993 in Auftrag gegeben wurde, dargestellt wird. Eine Reihe technischer Verbesserungen oder Anpassungen zusammen mit entsprechenden Energieeinsparpotenzialen wurden identifiziert, z. B. Prozessmodifikationen, Verbesserungen des Mahlprozesses und der Rohmehlaufbereitung und auch die Entwicklung von Energiemanagementsystemen [136, European Commission, 1993].

Die erforderliche thermische Energie für die Rohmaterialtrocknung und –vorwärmung hängt im Wesentlichen vom Feuchtegehalt des Rohmaterials ab, wie auch die Beispiele in Abschnitt 1.3.3.1 und Tabelle 1-17 zeigen. Je geringer der Feuchtegehalt ist, desto geringer wird der Energiebedarf sein.

Für neue Anlagen und wesentliche Änderungen werden Öfen nach dem Trockenverfahren mit mehrstufiger Vorwärmung und Vorkalzinierung als Stand der Technik betrachtet. Im Allgemeinen wird davon ausgegangen, dass die in Europa betriebenen, nach dem Nassverfahren arbeitenden Ofenanlagen bei einer Modernisierung auf Trockenverfahren umgestellt werden [12, Netherlands, 1997], dasselbe gilt für das Halbtrocken- und das Halbnassverfahren.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Reduzierung des Energieverbrauchs.
Ressourcenschonung und Reduzierung von Emissionen und Abfall.

Medienübergreifende Effekte
Kein Thema.

Betriebsdaten
An modernen Zementanlagen kann, wenn der Feuchtegehalt des Rohmaterialeintrags weniger als 8,5 % beträgt, die Trocknung ohne zusätzliche Wärmezufuhr durch Nutzung des Abgases eines vier- oder fünfstufigen Vorwärmers erreicht werden. In einem Fall führte das Ziel, die effizientesten Anlagen zu besitzen, zur Schließung von Anlagen, die bei kreidebasierten Rohmaterialien mit einem hohen Feuchtegehalt angesiedelt waren; Kreide enthält über 20 % Feuchte.

Im Vereinigten Königreich (Zementwerk in Padeswood) wurden zwei Öfen mit einem Gesamtwärmebedarf von 5649 MJ/t Klinker, die nach dem Nassverfahren arbeiteten, durch einen einzelnen Ofen mit Vorkalzinator ersetzt. Im Vergleich zu den zwei Nassöfen hatte der neue trockene Ofen mit Vorkalzinator im Jahr 2006 einen Gesamtwärmebedarf von 3473 MJ/t Klinker, was eine Verbesserung um etwa 2176 MJ/t Klinker und einer Senkung des Energiebedarfs um etwa 36 % entspricht. Allerdings ist dieser Wärmebedarf höher, als man es von einem fünfstufigen Vorkalzinatorofen erwarten würde, da der organische Kohlenstoff in den als Rohmaterial verwendeten Abfällen in den oberen Zyklonstufen des Vorwärmerturms verbrennt, was zu hohen Temperaturen am oberen Ende des Turmes führt. Im Zuge der Weiterentwicklung des Verfahrens sollen die Temperaturen am Turm reduziert werden, was den Gesamtwärmeverbrauch auf etwa 3150 MJ/t herabsetzen wird. Für den Ofen ist ein 100 %iger Einsatz von Sekundärbrennstoffen genehmigt; allerdings betrug der tatsächliche Anteil im Jahr 2008 nur 30 % [81, Castle Cement UK, 2006], [163, Castle Cement UK, 2006], [182, TWG CLM, 2008].

Anwendbarkeit
Grundsätzlich anwendbar in der Zementindustrie für neue Anlagen/wesentliche Änderungen.

Wirtschaftliche Aspekte
Eine Prozessumstellung vom nassen auf das Trockenverfahren ist sehr kostenintensiv und kann bis zu 100 Millionen EUR kosten.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementwerk in Padeswood, Castle Cement UK.
[12, Netherlands, 1997], [81, Castle Cement UK, 2006] [136, European Commission, 1993] [163, Castle Cement UK, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.2.4 Energierückgewinnung an Öfen und Kühlern/Kraft-Wärme-Kopplung

Beschreibung
Der Einsatz von Dampferzeugern zur Stromgewinnung oder Anlagen zur kombinierten Bereitstellung von Strom und Wärme ist im Prinzip bei der Zementherstellung möglich. Dies ergibt sich aus dem gleichzeitigen Bedarf an Wärme und Strom, dem seit langer Zeit nachgegangen wird (siehe Abschnitt 1.2.5.8). Es werden sowohl das ‚Organic Rankine Cycle'-Verfahren (ORC) als auch konventionelle Dampfkreislaufprozesse betrieben. Darüber hinaus wird Überschusswärme aus Klinkerkühlern oder Ofenabgasen zur Nutzung als Fernwärme zurückgewonnen.

Das wesentliche Kennzeichen der Kraft-Wärme-Kopplungsanlage ist der Antriebsmotor; allerdings wird in zwei Zementwerken auch Strom aus Abgas mit niedriger Temperatur erzeugt. Am häufigsten wird Überschusswärme vom Klinkerkühler, seltener auch aus den Ofenabgasen zurückgewonnen.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Rückgewinnung von Restwärme aus dem Prozess und Auskopplung von Dampf und Strom, was mit einer geringeren Abhängigkeit von den Energiekosten und einer Reduzierung der CO_2-Emissionen verbunden ist.

Ressourcenschonung und Emissionsminderung.

Medienübergreifende Effekte
Kein Thema.

Betriebsdaten

Konventionelle Dampfkreislaufprozesse und das ‚Organic Rankine Cycle'-Verfahren (ORC)
Im Zementwerk in Slite (Schweden) wird der konventionelle Dampfkreislaufprozess eingesetzt. Die rückgewinnbare Wärme wird an ein bestehendes Elektrizitätswerk geliefert, das an die Zementanlage angrenzt und von einem Dritten betrieben wird, der durch Weiternutzung einer Dampfturbine hieraus Strom erzeugt. Der Dampf wird in einem zweistufigen Abhitzekesselsystem – einen am Klinkerkühler und einen am Fallrohr des Ofens – erzeugt. Diese Anlage liefert etwa 6 MW Energie. Berechnet für das Jahr 1999 betrugen die Investitionskosten 8 Millionen EUR für das Kessel- und Dampfverteilungssystem, von denen 25 % subventioniert wurden. Die wiederverwendete bestehende Dampfturbine trägt erheblich zur Wirtschaftlichkeit der Anlage bei; allerdings wurden dafür keine Kosten ausgewiesen. Die jährliche Stromproduktion beträgt ungefähr 50 GWh, was ¼ des Gesamtstrombedarfs der Anlage entspricht. Eine detailliertere Beschreibung findet man in Abschnitt 4.2.3.1.

Das ‚Organic Rankine Cycle'-Verfahren (ORC) wird in einem Zementwerk in Lengfurt in Deutschland eingesetzt, um niedertemperaturige Restwärme aus dem Klinkerkühler zur Stromerzeugung zu nutzen. Dieses Verfahren basiert im Wesentlichen auf der Verwendung eines organischen Übertragungsmediums (Pentan). Die Ergebnisse haben gezeigt, dass bei der gegebenen Betriebsweise 1,1 MW elektrische Energie erzeugt werden können. Die erreichte Verfügbarkeit lag bei 97 % der Betriebszeit des Zementofens. Der Klinkerkühler besitzt einen Restwärmegehalt in der Klinkerkühlerabluft von 14 MW und eine Abgastemperatur zwischen 300 – 350 °C, aus der im Durchschnitt etwa 9 MW extrahiert werden. Das ORC-Verfahren im Zementwerk in Lengfurt wird seit etwa 10 Jahren erfolgreich betrieben. Weitere Beschreibungen findet man in Abschnitt 4.2.3.2.

Erzeugung von Fernwärme an Klinkerkühlern oder aus Ofenabgasen
Restwärme aus dem Klinkerkühler kann auch zurückgewonnen werden, um Heißwasser bereitzustellen. In den meisten Fällen befindet sich der Kessel auf der Reingasseite des Filters, wobei in diesen Fällen der Staubabscheider ein Elektrofilter sein muss. Anderenfalls, wenn ein Gewebefilter als Entstaubungseinrich-

tung nach dem Kessel eingebaut ist, wird ein robuster, abriebssicherer Abhitzekessel benötigt. Anlagen, in die eine Wärmerückgewinnungsanlage zur Heißwassererzeugung eingebaut ist, sind unter anderem Burglengenfeld in Deutschland und Büyükcekmece und Canakkale, beide in der Türkei.

Das schwedische Zementwerk in Skövde besitzt auch einen Abhitzekessel, der sich im Ofenabgasfallrohr befindet. Wie beim Zementwerk in Slite fällt die Wärmerückgewinnung hier mit 1,2 MW geringer als erwartet aus; die Anlage wurdefür 2,5 MW ausgelegt. Die Situation ist ähnlich zu der in Slite: Die Eigenschaften des typischen feinen Staubs aus dem Vorwärmerturm verhindert einen wirksamen Wärmeaustausch. Dies bleibt ein Problem und stellt die Nutzung des Vorwärmerabgases als Wärmequelle sowohl technisch als auch wirtschaftlich in Frage.

Anwendbarkeit
Grundsätzlich an allen Zementöfen anwendbar, wenn ausreichend Überschusswärme verfügbar ist und entsprechende Prozessparameter eingehalten werden können. Lokale Bedingungen und Kostenaspekte müssen berücksichtigt werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Ein großes industrielles Kraftwerk kostet durchschnittlich etwa zwischen 0,8 und 1,2 Millionen EUR pro MW installierter Stromerzeugung. Die Anlage in Lengfurt in Deutschland (‚Organic Rankine Cycle'-Verfahren (ORC)) liegt mit einem Faktor von ungefähr 3,3 darüber. Die ORC-Anlage in Lengfurt ist mit 1 MW besonders klein, dennoch ist sie wirtschaftlich, da sie zum Teil durch die deutsche Regierung gefördert wurde.

Die Situation im Zementwerk in Slite (konventioneller Dampfprozess) ist ähnlich: Der Dampfturbinengenerator wurde mit 25 %iger Förderung und bei Vorhandensein eines wesentlichen und teuren Teils der Anlage eingerichtet. Allein mit den Betriebserlösen ist die Gesamtinvestition in eine Anlage mit Wasserdampfkessel und Stromerzeugung kaum zu rechtfertigen.

Mit neueren effektiveren Vorwärmertürmen und Klinkerkühlern, die in Betrieb gehen, wird die ungenutzte Überschusswärme reduziert, so dass der ökonomische Rahmen für die Kraft-Wärme-Kopplung nicht mehr gegeben sein könnte, insbesondere dort, wo ein Großteil der Wärme für die Materialtrocknung benötigt wird. Die Abwärmenutzung am Ofen und dem Klinkerkühler zur Stromerzeugung muss von Fall zu Fall bewertet werden. Die ökonomische Realisierbarkeit kann auch von den lokalen Strompreisen und der Anlagengröße abhängig sein.

Außer der Wärmerückgewinnung zur Fernwärmeerzeugung, insbesondere am Klinkerkühler, kann eine Wärmerückgewinnung möglich sein, wenn:

- eine bestimmte Menge an Überschusswärme verfügbar ist
- die zurückgewonnene Wärme als Fernwärme verkaufsfähig ist
- ein Fernwärmenetz besteht oder durch einen Partner finanziert und betrieben wird
- ein Generator Strom erzeugt, der entweder in der Anlage genutzt oder über das öffentliche Energieversorgungsnetz bereitgestellt werden kann.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen, z. B. die Kraft-Wärme-Kopplungs-Richtlinie [94, European Commission, 2004].
Kostensenkung.
Ressourcenschonung.

Referenzanlagen und -literatur
Neben den zwei oben beschriebenen Anlagen zur Stromerzeugung aus Abwärme (Zementanlagen in Schweden und Deutschland), gibt es auch andere Anlagen, z. B. Alpena (40 MW) in Michigan, USA; Halla (10,6 MW) in Korea; sowie Tagada und Kanda in Japan [133, CEMBUREAU/Federhen, 2007].
[76, Germany, 2006], [78, E. Baatz + G. Heidt, 2000], [79, Germany, 2001], [94, European Commission, 2004], [168, TWG CLM, 2007], [181, European Commission, 2008]

1.4.3 Allgemeine Techniken

1.4.3.1 Optimierung der Prozesssteuerung

Beschreibung
Bei der Optimierung des Klinkerbrennprozesses steht üblicherweise die Verringerung des Energieverbrauchs, die Verbesserung der Klinkerqualität und die Verlängerung der Standzeit der Anlagenkomponenten (z. B. Ofenauskleidung) durch eine Vergleichmäßigung der Prozessparameter im Vordergrund. Die Minderung von Emissionen wie NO_x, SO_2 und Staub ist ein Nebeneffekt dieser Optimierung. Ein gleichmäßiger und stabiler Ofenbetrieb – nahe an den Sollwerten der Betriebsparameter – hat einen positiven Einfluss auf die Ofenemissionen. Die Optimierung umfasst Maßnahmen/Techniken wie die Homogenisierung des Rohmaterials, die Gewährleistung einer gleichmäßigen Kohlezuführung und die Verbesserung des Kühlerbetriebs. Um eine gleichmäßige Dosierung des festen Brennstoffs mit minimalen Schwankungen zu gewährleisten, sind geeignete Aufgabebunker, Förder- und Dosiereinrichtungen, wie moderne, gravimetrische Aufgabesysteme für feste Brennstoffe, äußerst wichtig.

Eine Verminderung der NO_x-Emissionen lässt sich sowohl durch niedrigere Flammen- und Brenntemperaturen, eine Reduzierung des Brennstoffverbrauchs als auch die Einstellung von Zonen mit reduzierender Atmosphäre im Ofensystem erreichen (siehe auch Abschnitt 1.4.5.1.6). Die Einstellung des Sauerstoffgehalts (Luftüberschuss) ist entscheidend für die NO_x-Bildung. Allgemein gilt: je geringer der Sauerstoffgehalt (Luftüberschuss), z. B. am Zementofenauslauf, desto weniger NO_x wird gebildet. Allerdings muss dies gegenüber einem Anstieg der CO- und SO_2-Emissionen bei einem geringeren Sauerstoffgehalt abgewogen werden [37, UK, 1996].

Der Einfluss einer Optimierung des Ofenprozesses auf die SO_2-Emissionen ist bei langen Nass- und Trockenöfen beachtlich, bei Vorwärmeröfen nur marginal. Die Minderung der SO_2-Emissionen wird durch CaO, das aus dem Kalzinierungsprozess resultiert, die verringerte Flüchtigkeit des SO_2 bei niedrigeren Flammen- und Brenntemperaturen und der oxidierenden Atmosphäre im Ofen in Verbindung mit einem gleichmäßigen Ofenbetrieb erreicht [9, CEMBUREAU, 1997 November].

Die Vermeidung von Ofenstörungen und CO-Trips beim Einsatz von Elektrofiltern reduziert die Staubemissionen und demzufolge auch die Emissionen aller Stoffe, die am Staub adsorbieren, z. B. Metalle. Moderne Steuerungssysteme mit schneller ansprechenden Mess- und Regeleinrichtungen können höhere Abschaltkriterien erlauben und dadurch die Anzahl von CO-Trips reduzieren (siehe auch Abschnitte 1.3.4.1.1, 1.4.4 und 4.2.6).

Mehrere Anbieter von Zementanlagen haben spezielle automatische Regelungssysteme entwickelt, die üblicherweise auf der Steuerung des Brennprozesses durch Überwachung der NO_x-Level basieren. [37, UK, 1996].

Die Überwachung und Messung von Prozessparametern und Emissionen sind ein wesentlicher Teil der Optimierung der Prozesssteuerung und bei der Erreichung eines stabilen Ofenprozesses.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Reduzierte Flammen- und Brenntemperaturen führen zu einer Minderung der NO_x-Emissionen. Darüber hinaus kann der Brennstoffverbrauch reduziert werden. Durch die Vermeidung von Ofenstörungen und die Vermeidung von CO-Trips beim Einsatz von Elektrofiltern können Staubemissionen reduziert werden.

Medienübergreifende Effekte
Reduzierung der Emissionen und des Brennstoffverbrauchs.

Betriebsdaten
Je nach NO_x-Ausgangsniveau wurden NO_x-Minderungen von bis zu 30 % und SO_x-Minderungen von bis zu 50 % für lange Nass- und Trockenöfen berichtet; bei Vorwärmeröfen waren die Minderungen marginal [9, CEMBUREAU, 1997 November].

Anwendbarkeit
Die Optimierung der Prozesssteuerung ist an allen Öfen durchführbar und kann viele Einzelmaßnahmen umfassen, von der Einweisung/Schulung des Leitstandpersonals bis hin zum Einbau neuer Anlagenteile, wie Dosieranlagen, Homogenisierungssilos, Mischbetten und neuer Klinkerkühler. Der Einfluss der Optimierung der Prozesssteuerung auf die SO_2-Emissionen ist bei langen Öfen nach dem Nassverfahren und langen Öfen nach dem Trockenverfahren erheblich und bei Vorwärmeröfen marginal.

Bei Einsatz von Elektrofiltern in der Zementindustrie kann ein Managementsystem für CO-Trips angewendet werden (siehe Abschnitt 1.4.4).

Wirtschaftliche Aspekte
Die Kosten für Maßnahmen/Techniken zur Optimierung der Prozesssteuerung schwanken weit und können bis zu 5 Millionen EUR betragen.
Die erforderlichen Investitionskosten für entwickelte spezielle automatische Regelungssysteme, die auf der Steuerung des Brennprozesses durch Überwachung des NO_x-Niveaus basieren, z. B. ein computergestütztes Expertenleitsystem, liegen bei etwa 300.000 EUR. Zudem können zusätzliche Investitionen zum Einbau der benötigten Mess- und Dosierungseinrichtungen in die Anlage erforderlich sein.

Die Optimierung des Ofenbetriebs dient in erster Linie der Senkung der Betriebskosten sowie der Steigerung der Kapazität und Verbesserung der Produktqualität. Im Vergleich zum nicht optimierten Zustand liegen die Betriebskosten einer optimierten Ofenanlage in der Regel niedriger. Die Einsparungen bei den Betriebskosten ergeben sich unter anderem aus dem geringeren Brennstoffverbrauch und dem geringeren Bedarf an feuerfesten Materialien, niedrigeren Instandhaltungskosten und einer höheren Produktivität.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[9, CEMBUREAU, 1997 November], [37, UK, 1996] [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.3.2 Auswahl der Brennstoffe und Rohmaterialien

Beschreibung
Eine sorgfältige Auswahl und Überwachung der in den Ofen eingebrachten Stoffe können die Emissionen reduzieren. So können zum Beispiel durch die Begrenzung des Schwefelgehalts der Rohmaterialien und Brennstoffe die SO_2-Emissionen gemindert werden. Das gleiche gilt für Rohmaterialien und Brennstoffe, die andere Stoffe, z. B. Stickstoff, Metalle und organische Verbindungen, HCl, HF, enthalten. Hier ist jedoch zwischen verschiedenen Ofensystemen und Aufgabestellen zu unterscheiden. So ist zum Beispiel brennstoffbedingter Schwefel bei nach dem Trockenverfahren arbeitenden Ofenanlagen mit Vorwärmer/Vorkalzinator unproblematisch und alle organischen Verbindungen in den Brennstoffen, die über den Hauptbrenner zugegeben werden, werden vollständig zerstört.

Die Begrenzung des Chlorgehaltes der Eingangsstoffe reduziert die Bildung von Alkalichloriden (und anderen Metallchloriden), die Anbackungen und Ofenstörungen verursachen und so die Leistung von Elektrofiltern beeinträchtigen können, was wiederum zu steigenden Staubemissionen führt. Materialien mit hohen Alkaligehalten können es erforderlich machen, einen Teil des Staubs aus dem System auszuschleusen, anstatt ihn in den Ofen zurückzuführen, um hohe Alkaligehalte im Endprodukt zu vermeiden. Vor diesem Hintergrund verbessert der Einsatz von Materialien mit niedrigem Alkaligehalt die Möglichkeiten zur Staubrückführung in den Prozess, wodurch die im Prozess anfallenden Abfälle reduziert werden können.

Verschiedene Abfallarten können konventionelle Brennstoffe und Rohmaterialien ersetzen. Allerdings ist eine sorgfältige Qualitätskontrolle dieser Abfälle hinsichtlich bestimmter Kenndaten und Parameter äußerst wichtig (siehe Abschnitte 1.2.4 und 1.2.4.3.2). Ausgewählte Sekundärbrennstoffe mit einem geeigneten Heizwert und entsprechender Reaktivität wie auch einem geringen Feuchte- und Schadstoffgehalt helfen,

fossile Brennstoffe einzusparen (siehe Abschnitte 1.3.3 und 1.4.3.3). Abfälle, die als Rohmaterialien eingesetzt werden und flüchtige organische Verbindungen, halogenierte Verbindungen und Quecksilber enthalten, können insbesondere hinsichtlich der Emissionen problematisch sein. Die Zugabe von Materialien mit einem hohen Gehalt an flüchtigen Metallen in das Ofensystem sollte vermieden werden (siehe Abschnitte 1.3.4.7, 1.3.4.7.1 und 1.4.7). Der Quecksilbergehalt von Materialien muss minimiert werden, denn es ist erforderlich, den Quecksilbereintrag in das Ofensystem zu begrenzen (siehe Abschnitt 1.3.4.13). Siehe in diesem Zusammenhang auch Abschnitt 4.2.2.1.1, in dem beispielhafte Konzentrationsspannen von Inhaltstoffen in Abfällen genannt werden. Abfälle, die flüchtige organische/halogenierte Verbindungen enthalten, können nur verwendet werden, wenn die flüchtigen Bestandteile bei hohen Temperaturen in Verbindung mit einer ausreichenden Verweilzeit zersetzt werden können. Beim Einsatz von Abfall ist eine systematische Überwachung erforderlich.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Eine sorgfältige Auswahl der Brennstoffe und Rohmaterialien kann den Eintrag von Stoffen, die zu Emissionen führen, begrenzen. Der Einsatz von Sekundärbrennstoffen kann fossile Brennstoffe einsparen, abgesehen davon, dass weniger zu deponieren ist.

Medienübergreifende Effekte
Alle Arten von Brennstoffen und Rohmaterialien, einschließlich Abfällen, können einen Einfluss auf die Emissionen haben (insbesondere der Emissionen an flüchtigen Metallen wie Quecksilber).

Betriebsdaten
Keine Daten verfügbar.

Anwendbarkeit
Die Maßnahmen/Techniken können grundsätzlich in der Zementindustrie angewendet werden. Der Einsatz geeigneter Abfallmaterialien ist dort möglich, wo die vollständige Verbrennung organischer Stoffe sichergestellt ist und die Eingangskontrolle der Abfälle sowie die Emissionsüberwachung ein niedriges Emissionsniveau, z. B. an Metallen und Dioxinen, garantiert.

Wirtschaftliche Aspekte
Keine Daten verfügbar.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[74, CEMBUREAU, 2006], [76, Germany, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.3.3 Verwendung von Sekundärbrennstoffen

Beschreibung
Ausgewählte Abfälle mit geeigneten Heizwerten (siehe Abschnitt 1.3.3.3 und Tabelle 1-20) können in Zementöfen an Stelle konventioneller Brennstoffe, wie Kohle, eingesetzt werden, wenn sie bestimmte Spezifikationen und Kenndaten einhalten (siehe Abschnitt 1.2.4.1, Abschnitt 1.2.4.3). Oft können sie erst nach einer spezifischen Vorbehandlung eingesetzt werden, welche maßgeschneiderte Brennstoffe für den Klinkerbrennprozess liefert (siehe Abschnitt 1.2.4.3.2). Verschiedene Kriterien spielen bei der Auswahl von Sekundärbrennstoffen eine entscheidende Rolle, da sie einen Einfluss auf den Ofenbetrieb und auf die Emissionen haben können, z. B.:

- physikalische Eigenschaften, z. B.Einblasverhalten
- chemische Eigenschaften, z. B. Chlor-, Schwefel-, Alkali- und Phosphatgehalt, Reaktivität, Gehalt an flüchtigen Metallen.

Um die Eigenschaften der Sekundärbrennstoffe sicherzustellen, ist ein Qualitätssicherungssystem erforderlich. Dies beinhaltet insbesondere Festlegungen für die Probenahme, die Vorbereitung der Proben, die Analyse und die externe Überwachung. Weitere nützliche Informationen sind den technischen Spezifikationen des Europäischen Komitees für Normung, z. B. CEN/TC 343 'Feste Ersatzbrennstoffe', zu entnehmen. Siehe in diesem Zusammenhang auch Abschnitt 4.2.2.1.1, in dem beispielhaft Konzentrationsbandbreiten für Inhaltstoffe in Abfällen präsentiert werden.

Je nach verwendeten Abfallarten und ihren Eigenschaften müssen die Stellen, an denen die Brennstoffe dem Ofen zugeführt werden, bedacht werden (siehe Abschnitt 1.2.5.1) da der Pfad, auf dem die Brennstoffe in den Ofen gelangen, einen Einfluss auf die Emissionen haben kann. Im Allgemeinen erfahren diejenigen Brennstoffe die höchsten Verbrennungstemperaturen, die über den Hauptbrenner zugegeben werden. Für alle Zugabestellen hängen die Temperaturen und Verweilzeiten von der Ofenbauart und der Betriebsweise ab (siehe Abschnitt 1.2.4.1). Um den Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie zu entsprechen, müssen die Prozessgase eine Temperatur von 850 °C bei zwei Sekunden Verweilzeit durchlaufen (siehe Abschnitte 1.2.4.3.2 und 1.3.4.5). Bei Einsatz gefährlicher Abfälle mit einem Gehalt an halogenierten organischen Stoffen[3] über 1 % müssen die Betriebsbedingungen eine Temperatur von 1100 °C bei zwei Sekunden Verweilzeit garantieren.

Zur Kontrolle der Emissionen können zusätzliche Umwelttechniken installiert sein. Besondere Überwachungs- und Prozessmaßnahmen/-techniken sind erforderlich, um Umwelt-, Sicherheits- und Qualitätsstandards aufrechtzuerhalten.

Beim Einsatz von gefährlichen Abfällen (z. B. flüssiges Sekundärbrennstoffe) ist ein Sicherheitsmanagement hinsichtlich der Handhabung, z. B. der Lagerung und Zugabe, zu erwägen (siehe Abschnitt 1.2.4.3.3). Darüber hinaus sollte ein Sicherheitsmanagement für potenzielle selbstentzündliche Materialien erwogen werden, wenn die Sekundärbrennstoffe aus vorbehandelten und sortierten Abfallfraktionen erzeugt wurden.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Die Auswahl der Sekundärbrennstoffe wird von einer Reihe zusammenhängender Erwägungen bestimmt, die folgende Kernpunkte einschließen:

- Emissionsminderung, z. B. von CO_2 fossiler Herkunft, NO_x
- Schonung der natürlichen Ressourcen, z. B. der fossilen Brennstoffe und Rohmaterialien.

Medienübergreifende Effekte
Die Charakteristika der verschiedenen Arten von Sekundärbrennstoffen, z. B. Feuchte, Heizwert, können den spezifischen Energieverbrauch pro Tonne Klinker beeinflussen; so können z. B. ein niedriger Heizwert und ein hoher Feuchtegehalt zu einem Anstieg des spezifischen Energieverbrauchs pro Tonne Klinker führen. Um die gleiche Energiemenge bereitzustellen, müssen heizwertärmere Sekundärbrennstoffe – im Vergleich zu konventionellen Brennstoffen – in größerer Menge eingesetzt werden.

In Abhängigkeit von ihren Eigenschaften, z. B. hohen Konzentrationen an flüchtigen Metallen, können Sekundärbrennstoffe einen Einfluss auf die Emissionen haben. Dieser kann durch entsprechende Eingangskontrollen gesteuert und minimiert werden.

Betriebsdaten
Wenn der eingesetzte Brennstoffmix geändert wird, kann der spezifische Energieverbrauch pro Tonne Klinker aus verschiedenen Gründen – je nach Art der Brennstoffe und ihrer Heizwerte – schwanken. Der Literatur ist zu entnehmen, dass fossile Brennstoffe durchschnittliche Heizwerte von z. B. 26 – 30 MJ/kg für typische Kohle und 40 – 42 MJ/kg für typisches Heizöl haben, während Kunststoffmaterial einen Heizwert zwischen 17 und 40 MJ/kg hat. Es sei angemerkt, dass die Heizwerte dieser Abfälle sehr stark schwanken und bis zu 40 MJ/kg betragen können. Für den Heizwert von Tiermehl (Tierkörpermehl), das in Zementöfen eingesetzt wird, wird eine Spanne zwischen 14 und 22 MJ/kg angegeben.

[3] Anm. der Übersetzer: Diese Anforderung der WID gibt die englische Fassung nicht korrekt wieder („waste with more than 1% clorine").

Anwendbarkeit
Die Maßnahmen/Techniken können grundsätzlich in der Zementindustrie angewendet werden, vorausgesetzt, dass die organischen Stoffe vollständig verbrannt werden. Die Eingangskontrolle der Abfälle sowie die Emissionsüberwachung stellen ein niedriges Emissionsniveau, z. B. an Metallen und PCDD/F, sicher.

Wirtschaftliche Aspekte
Der Einsatz von Sekundärbrennstoffen kann die Betriebskosten – im Vergleich zur Verwendung fossiler Brennstoffe – senken. Der Energieverbrauch macht üblicherweise 30 – 40 % der Produktionskosten aus; die Brennstoffkosten sind damit ein wesentlicher Teil der Zementherstellungskosten. Sekundärbrennstoffe können preiswerter als konventionelle Brennstoffe sein, obgleich die Kosten je nach Art der Sekundärbrennstoffe und lokaler Gegebenheiten variieren. Allerdings müssen Sekundärbrennstoffe für den Einsatz im Zementofen häufig vorbehandelt und ausreichend homogenisiert werden, was mit zusätzlichen Kosten verbunden ist. Darüber hinaus können zusätzliche Überwachungs- und Analysekosten anfallen.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Wirtschaftliche Zwänge.
Reduzierung der Brennstoffkosten.
Lokale Bedingungen.
Verfügbarkeit von Ressourcen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[59, European Commission, 2000], [60, VDI 2094 Germany, 2003], [74, CEMBUREAU, 2006], [76, Germany, 2006], [92, Austria, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.4 Staubemissionen

In diesem Abschnitt werden Maßnahmen/Techniken zur Vermeidung und Verminderung[4] gefasster (siehe Abschnitte 1.3.4.1.1 und 1.3.4.1.2) und diffuser (siehe Abschnitt 1.3.4.1.3) Staubemissionen beschrieben. Zusätzliche Informationen in diesem Zusammenhang sind dem BVT-Merkblatt über die Lagerung gefährlicher Substanzen und staubender Güter (engl. *Reference Document on Best Available Techniques on Emissions from Storage of bulk or dangerous materials*) sowie dem BVT-Merkblatt über Abwasser- und Abgasbehandlung/-management in der chemischen Industrie (engl. *Best Available Techniques on Common Waste Water and Waste Gas Treatment/Management Systems in the Chemical Sector*) zu entnehmen [95, Sweden, 2006], [96, European Commission, 2006]

1.4.4.1 Maßnahmen/Techniken für staubende Vorgänge

Beschreibung
Quellen für diffuse Staubemissionen sind vornehmlich die Lagerung und Handhabung von Rohmaterialien, Brennstoffen und Zementklinker sowie der Fahrzeugverkehr auf dem Betriebsgelände. Eine einfache und geradlinige Gestaltung der Anlage ist ratsam, um mögliche Quellen von diffusem Staub zu minimieren. Eine ordnungsgemäße und umfassende Instandhaltung der Anlage führt indirekt – durch Reduzierung von Luftleckagen und Lecks, aus denen Rieselgut austreten kann – zur Minderung der diffusem Staubemissionen. Auch der Einsatz von automatischen Apparaturen und Regeleinrichtungen hilft bei der Minderung diffuser Staubemissionen, ebenso wie ein kontinuierlicher störungsfreier Betrieb.

Hier werden verschiedene Maßnahmen/Techniken zur Minderung diffuser Staubemissionen präsentiert, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können (siehe 1.3.4.1):

- Einhausung/Kapselung von staubenden Vorgängen wie Mahlen, Sieben und Mischen
- geschlossene Förderbänder und Höhenförderer, die als geschlossenes System konzipiert werden, falls mit Staubemissionen aus den staubhaltigen Materialien zu rechnen ist

[4] Anm. der Übersetzer: In der engl. Fassung steht nur „to prevent“ (vermeiden), es werden aber auch Techniken zur Verminderung genannt.

- Reduzierung der Luftleckagen und Lecks, aus denen Rieselgut austreten kann; Dichtigkeit der Anlage
- Verwendung von automatischen Apparaturen und Kontrolleinrichtungen
- Sicherstellung eines kontinuierlichen, störungsfreien Betriebs
- mobile und stationäre Absaugsysteme für eine ordnungsgemäße und umfassende Pflege der Anlage:
  - Bei Wartungsvorgängen oder Störungen an Fördereinrichtungen kann Rieselgut austreten. Um die Bildung diffuser Staubemissionen bei Entnahmevorgängen zu vermeiden, können Unterdrucksysteme eingesetzt werden. Neubauten können einfach mit stationären Absaugeinrichtungen ausgestattet werden, während für bestehende Bauwerke normalerweise mobile Systeme mit flexiblen Verbindungen besser geeignet sind;
  - in bestimmten Fällen könnte für pneumatische Fördersysteme eine Kreislaufführung bevorzugt werden.
- Entlüftung und Zuführung der Abgase zu Gewebefiltern:
  - soweit möglich, sollte die gesamte Materialhandhabung in geschlossenen Systemen erfolgen, die unter Unterdruck gehalten werden. Die abgesaugte Luft sollte vor Abgabe an die Atmosphäre durch einen Gewebefilter entstaubt werden.
- Anwendung von geschlossenen Lagerungssystemen mit automatischen Fördervorrichtungen:
  - Klinkersilos und geschlossene, vollautomatische Rohmateriallager werden als die wirksamste Lösung des Problems der diffusen Staubemissionen aus großen Materiallagern betrachtet. Diese Arten von Lagern sind zur Vermeidung diffuser Staubemissionen bei Be- und Entladevorgängen mit einem oder mehreren Gewebefiltern ausgestattet;
  - Einsatz von Lagersilos mit ausreichender Kapazität, mit Füllstandsmeldern und automatischen Abschaltvorrichtungen sowie mit Filtern zum Behandeln der staubbeladenen Luft, die während der Füllvorgänge verdrängt wird.
- Verwendung von flexiblen Abfüllrohren zur Verladung des Zements, welche mit einer Staubabsaugung ausgerüstet sind und die nahe an der Ladefläche des Transportfahrzeugs positioniert werden können.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Minderung der diffusen Staubemissionen.
Durch die Einhausung der Maschinen kann auch eine Lärmminderung erreicht werden.

Medienübergreifende Effekte
Anstieg des Energieverbrauchs durch die Verwendung von Unterdrucksystemen.
Wenn Wartungsarbeiten durchgeführt werden, kann zusätzlicher Abfall anfallen.

Betriebsdaten
Abhängig von der im Einzelfall angewendeten speziellen Maßnahme/Technik.

Anwendbarkeit
Diese Maßnahmen/Techniken können grundsätzlich in der Zementindustrie angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Abhängig von der im Einzelfall angewendeten speziellen Maßnahme/Technik.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.
Gesundheits- und Sicherheitsanforderungen am Arbeitsplatz.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[76, Germany, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

1.4.4.2 Maßnahmen/Techniken für Schüttgutlagerplätze und -halden

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Um diffuse Staubemissionen von Lagerplätzen staubender mineralischer Rohmaterialien oder Brennstoffen in die Umgebungsluft zu reduzieren, können solche Halden oder Schüttgutlagerbereiche mit Abschirmungen, Mauern oder durch vertikale Begrünung (künstliche oder natürliche Windbarrieren zum Windschutz für offene Halden) abgedeckt oder eingefasst werden.

Einige Maßnahmen/Techniken zur Minderung von diffusem Staub sind:

- Windschutz für offene Halden:
  - offene Lagerhalden mit staubenden Materialien sollten vermieden werden; wenn es sie aber gibt, kann der diffuse Staub durch geeignete Windbarrieren gemindert werden
- Wasserbedüsung und chemische Staubbindemittel:
  - Wenn die Quelle des diffusen Staubes eindeutig lokalisiert ist, kann ein Wassersprühsystem installiert werden. Die Befeuchtung von Staubpartikeln begünstigt deren Agglomeration und erleichtert so den Staubniederschlag. Zur Verbesserung der Wirksamkeit der Wasserbedüsung steht eine große Auswahl an Bindemitteln zur Verfügung.
- Befestigung und Befeuchtung von Fahrwegen und organisatorische Maßnahmen:
  - Flächen, die von Lastkraftwagen genutzt werden, sollten –wenn möglich– befestigt sein und so sauber wie möglich gehalten werden. Durch Befeuchten der Fahrwege können insbesondere bei trockenem Wetter die diffusen Staubemissionen reduziert werden. Die Fahrwege können auch mit Straßenkehrmaschinen gereinigt werden. Eine gute Praxis hinsichtlich Ordnung und Sauberkeit kann dazu dienen, die diffusen Staubemissionen auf ein Minimum zu begrenzen.
- Befeuchtung von Halden:
  - diffuse Staubemissionen von Lagerhalden können mittels ausreichender Befeuchtung der Be- und Entladepunkte und durch Gebrauch von Förderbändern mit verstellbarer Abwurfhöhe reduziert werden.

Wenn diffuse Staubemissionen an den Be- und Entladepunkten von Lagerplätzen nicht vermieden werden können, können sie durch eine – wenn möglich automatische – Anpassung der Abwurfhöhe an die variierende Höhe der Halde oder durch eine Herabsetzung der Entladegeschwindigkeit gemindert werden.

Medienübergreifende Effekte
Der Wasserverbrauch steigt, wenn Plätze feucht gehalten werden.
Anstieg des Energieverbrauchs durch die Verwendung von Unterdrucksystemen und Wassersprühsystemen.
Wenn Wartungsarbeiten durchgeführt werden, kann zusätzlicher Abfall anfallen.

Betriebsdaten
Abhängig von der im Einzelfall angewendeten speziellen Maßnahme/Technik.

Anwendbarkeit
Diese Maßnahmen/Techniken können grundsätzlich in der Zementindustrie angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Abhängig von der im Einzelfall angewendeten speziellen Maßnahme/Technik.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.
Gesundheits- und Sicherheitsanforderungen am Arbeitsplatz.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27, Werk in Gador (Spanien).
[9, CEMBUREAU, 1997 November], [45, Schorcht, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.4.3 Minderung der gefassten Staubemissionen

Es gibt verschiedene bedeutende Punktquellen für Staubemissionen in Zementwerken. Dies sind die Ofensysteme, Klinkerkühler und die Mühlen für Rohmaterial, Zement und Kohle sowie auch Nebenanlagen. Ein Großteil des Feinstaubs (PM_{10}, $PM_{2.5}$) kann durch die Minderung der Gesamtstaubfracht und durch die Verwendung hocheffizienter Entstaubungseinrichtungen reduziert werden. In der Vergangenheit wurden verschiedene Entstaubungstechniken für diese Zwecke eingesetzt, im Jahr 2007 wurden aber hauptsächlich Gewebefilter, Elektrofilter oder eine Kombination aus beidem, die so genannten Hybridfilter zur trockenen Entstaubung eingesetzt. In einigen Fällen wird vom Einsatz von Sinterlamellenfiltern berichtet; allerdings nicht an Zementöfen. Beispielhafte Kenndaten für Elektrofilter und Gewebefilter sowie Mengenangaben zum abgeschiedenen Filterstaub sind Tabelle 1-24 zu entnehmen. Diffuse Staubemissionen aus der Handhabung und Lagerung sowie vom Brechen und Mahlen der Rohmaterialien und Brennstoffe können ebenfalls signifikant sein (siehe Abschnitte 1.4.4.1 und 1.4.4.2). Tabelle 1-31 zeigt eine Zusammenfassung von Betriebsdaten, die im weiteren Text dieses Abschnitts enthalten sind. Diese Tabelle liefert einen Überblick und sollte in Verbindung mit den entsprechenden nachfolgenden Abschnitten und Absätzen gelesen werden.

Sowohl Elektrofilter als auch Gewebefilter haben Vor- und Nachteile. Beide haben während des Normalbetriebs eine sehr hohe Entstaubungsleistung. Unter besonderen Bedingungen, wie hohen CO-Konzentrationen, An- und Abfahren des Ofens oder Umschalten von Verbundbetrieb (Rohmühle in Betrieb) auf Direktbetrieb (Rohmühle außer Betrieb), kann der Wirkungsgrad von Elektrofiltern signifikant abnehmen, während die Leistung von Gewebefiltern weniger beeinflusst wird. Allerdings können die Effekte von CO-Trips bei Einsatz von Elektrofiltern gemäß Abschnitt 4.2.6 minimiert werden. Elektrofilter und Gewebefilter haben einen hohen Gesamtwirkungsgrad von mehr als 99 %, wobei die Entstaubungsleistung bei beiden Techniken von der Partikelgröße abhängig ist. Beide Filtersysteme müssen ordnungsgemäß (periodisch) gewartet werden, um einen ausreichenden Wirkungsgrad aufrechtzuerhalten. Je nach Abgastemperatur müssen verschiedene Filtermedien verwendet werden[5]. Ein Nachteil von Gewebefiltern besteht darin, dass die Filterschläuche zu Abfall werden, der vorschriftsgemäß entsorgt werden muss [9, CEMBUREAU, 1997 November], [103, CEMBUREAU, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008].

Maßnahme/ Technik	Anwendbarkeit	Emissionswerte[5)]		Kosten [3)]	
		mg/Nm^3 [1)]	kg/Tonne[2)]	Investition	Betrieb
				Mio. EUR	EUR/t Klinker
Elektrofilter	alle Ofensysteme, Klinkerkühler, Zementmühlen	<10 – <20 <10 – <20 <10	0,02 – 0,05 0,02 – 0,05 0,02	2,1 – 6,0 0,8 – 1,2 0,8 – 1,2	0,1 – 0,2 0,.09 – 0,18 0,09 – 0,18
Gewebefilter	alle Ofensysteme, Klinkerkühler, Mühlen (Rohmaterial-, Zement-, Kohlemühlen)	<5 <5 <10	0,01 0,01 0,02	2,1 – 6,0[4)] 1,0 – 1,4[4)] 0,3 – 0,5[4)]	0,15 – 0,35 0,1 – 0,15 0,03 – 0,04
Hybridfilter	alle Ofensysteme, Klinkerkühler, Zementmühlen	<10 – 20	0,02 – 0,05		
Minderung von diffusem Staub	alle Anlagen	-	-	-	-

[1)] Für Ofensysteme normalerweise bezogen auf die Tagesmittel, trockenes Gas, 273 K, 101,3 kPa und 10 % O_2
[2)] kg/Tonne Klinker: basierend auf 2300 m^3/Tonne Klinker
[3)] Kosten für die Reduzierung der Emissionen auf 10 – 30 mg/Nm^3, i.d.R. bezogen auf eine Ofenkapazität von 3000 Tonnen Klinker pro Tag und Ausgangsemissionen von bis zu 500 g Staub/Nm^3
[4)] Hängt vom Filtermedium ab, das bei Abscheidegraden von mehr als 99,9 % verwendet wird, siehe Tabelle 1-32
[5)] Emissionsdaten können im entsprechenden Absatz dieses Abschnitts gefunden werden

Tabelle 1-31: Überblick über Maßnahmen/Techniken zur Staubminderung bei der Zementherstellung

Weitere beispielhafte Kenndaten für Elektrofilter und Gewebefilter nebst Mengenangaben zum abgeschiedenen Filterstaub werden in Abschnitt 1.3.4.1.1 und Tabelle 1-24. genannt. Diese Werte repräsentieren typische Bandbreiten und erlauben eine Abschätzung der abzuscheidenden Staubmenge, soweit übertragbar [76, Germany, 2006].

[5] Anm. der Übersetzer: Diese Aussage kann sich u.E. nur auf die für Gewebefilter zu verwendenden Medien beziehen.

1.4.4.3.1 Elektrofilter

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Elektrofilter erzeugen ein elektrisches Feld über den Pfad der Staubpartikel im Luftstrom. Die Partikel werden negativ geladen und bewegen sich zu den positiv geladenen Niederschlagselektroden. Die Niederschlagselektroden werden periodisch abgeklopft oder vibrieren, um das abgeschiedene Material zu lösen, so dass es in die darunter befindlichen Sammeltrichter fällt. Um ein erneutes Mitreißen von bereits abgeschiedenem Staub und damit das Risiko der Bildung einer sichtbaren Abgasfahne so gering wie möglich zu halten, ist es wichtig, die Klopfzyklen des Elektrofilters zu optimieren. Elektrofilter zeichnen sich durch ihre Fähigkeit aus, unter Bedingungen wie hohen Temperaturen (bis zu etwa 400 °C) und hoher Feuchtigkeit betrieben werden zu können.

Die Leistungsfähigkeit eines Elektrofilters ist von einer Vielzahl von Betriebsparametern abhängig, z. B.:
- Feuchtegehalt des Gases
- Abgaszusammensetzung
- Abgasvolumenstrom
- Partikelgrößenverteilung und chemische Zusammensetzung
- elektrischer Widerstand der Teilchen
- Staubbeladung des Abgases
- Gastemperatur
- An- und Abfahrvorgänge
- Stärke des elektrischen Feldes
- Fläche und Form der Elektroden
- SO_2-Konzentration
- Feuchtegehalt
- Übergangsphasen zwischen verschiedenen Betriebsbedingungen.

Die Leistungsfähigkeit kann insbesondere durch die Bildung isolierender Staubschichten auf den Elektroden und der damit einhergehenden Reduzierung der elektrischen Feldstärke beeinträchtigt werden. Dies kann bei hohen Chlor- und Schwefeleinträgen in den Ofen auftreten, die zur Bildung von Alkalimetallchloriden und -sulfaten führen. Alkalimetallchloride können als Feinststäube (0,1-1 µm) mit einem hohen spezifischen Widerstand von 10^{12} bis 10^{13} Ω/cm) vorliegen, welche Isolierschichten auf den Elektroden bilden und so zu Problemen bei der Staubabscheidung führen.

Probleme aufgrund hoher Widerstandswerte des Staubs können teilweise durch Wassereindüsung in den Verdampfungskühler gelöst werden. Eine Alternative hierzu wäre der Einsatz von Gewebefiltern.

Medienübergreifende Effekte
Es können Feinststäube aus Alkalimetallchloriden und -sulfaten gebildet werden.[6]
Bei hohen CO-Konzentrationen besteht ein Explosionsrisiko (siehe Abschnitt 1.4.4).
Mit steigenden Abscheideleistungen steigt der elektrische Energieverbrauch.
Wenn Wartungsarbeiten durchgeführt werden, kann zusätzlicher Abfall entstehen.
Der Staub kann wiederverwendet werden.

Betriebsdaten
Bei guter Luftkonditionierung und einem optimierten Reinigungssystem können die Staubemissionen mit ausreichend dimensionierten Elektrofiltern auf 5 – 15 mg/Nm^3 im Monatsmittel (trockenes Abgas bei 273 K und 10 % O_2) gemindert werden. Die Elektrofilter sind für einen Abscheidegrad von über 99,99 % ausgelegt und können demzufolge Emissionswerte von nur wenigen mg/Nm^3 erreichen. Elektrofilter sind sehr wirksame Aggregate zur Abscheidung ultrafeiner Teilchen (<0.5 µm), vorausgesetzt die Teilchen besitzen das Vermögen zu agglomerieren. Elektrofilter sind für hohe Leistungen ausgelegt, was zu einer breiten Anwendbarkeit führt und sie relativ unempfindlich gegenüber Prozessstörungen macht. Bestehende Elektrofilteranlagen können oftmals ohne die Notwendigkeit eines vollständigen Austauschs nachgerüstet werden, wodurch die Kosten begrenzt werden. Dies kann durch den Einbau modernerer Elektroden oder die Installation auto-

[6] Anm. der Übersetzer: Diese Feinststäube verschlechtern die Abscheideleistung von Elektrofiltern, die Bildung dieser Feinststäube ist jedoch unabhängig davon, welche Art von Filtern eingesetzt werden.

matischer Spannungsregler an älteren Anlagen erfolgen. Darüber hinaus ist es denkbar, den Gasdurchfluss durch den Elektrofilter zu verbessern oder zusätzliche Filterstufen anzufügen. Im Jahr 2006 haben viele gut ausgelegte und gut gewartete Elektrofilter Staubemissionswerte unter 10 mg/Nm^3 (als Tagesmittelwerte) erreicht. Bei Anwendung der modernsten Prozessteuerung, optimaler Hochspannungsversorgung, ausreichender Dimensionierung und einer geeigneten Anzahl an elektrischen Feldern können Elektrofilter gebaut werden, die Emissionswerte unter 10 mg/Nm^3 erreichen.

Neben Staub entfernen Elektrofilter auch Substanzen, die sich an den Staubpartikeln anlagern, wie eventuell vorhandene Dioxine und Metalle.

Die Größe und der Stromverbrauch von Elektrofiltern steigen mit abnehmenden Reingasstaubgehalten exponentiell an. Ein Elektrofilter ist für den Optimalbetrieb auf definierte Rohgasbedingungen, wie Temperatur und Feuchte, angewiesen. Die Standzeit eines Elektrofilters kann mehrere Jahrzehnte betragen, vorausgesetzt die empfohlenen Wartungsarbeiten werden ordnungsgemäß durchgeführt. Einige Teile, wie Klopfer und Lager, müssen regelmäßig (nach ein paar Betriebsjahren) im Rahmen der Routinewartung ausgetauscht werden.

Anwendbarkeit
Wegen ihrer großen Leistungsfähigkeit, des geringen Druckverlustes, der hohen Verfügbarkeit und Energieeffizienz haben sich Elektrofilter erfolgreich als Staubabscheider für die Abgase von Drehrohröfen und Klinkerkühlern etabliert. Der Elektrofilter kann in fast jeder Zementofenanlage zur Entstaubung des Ofenabgases, des Bypassgases oder des Abgases von Rostkühlern verwendet werden.

Die verfügbare Literatur deutet darauf hin, dass es für Elektrofilter keine Anwendungsbeschränkungen hinsichtlich der in der Zementindustrie eingesetzten Prozessvarianten gibt. Elektrofilter werden dennoch, wegen der Investitionskosten und ihrer beschränkten Wirksamkeit bei An- und Abfahrvorgängen (relativ hohe Emissionen), oft nicht für die Entstaubung von Zementmühlen gewählt.

Elektrofilter zeichnen sich durch ihr Vermögen aus, bei hohen Temperaturen (bis zu ungefähr 400 °C) und hoher Feuchtigkeit zu arbeiten. Der wesentliche Nachteil dieser Technik/Maßnahme ist die abnehmende Wirksamkeit bei Ausbildung einer isolierenden Schicht durch Ansammlung von Stoffen, die bei hohen Chlor- und Schwefeleinträgen gebildet werden. Für eine insgesamt hohe Wirksamkeit eines Elektrofilters ist es erforderlich, CO-bedingte Abschaltungen (CO-Trips) zu vermeiden (siehe Abschnitte 1.2.5.6.1, 1.4.4 und 4.2.6).

Gelegentlich müssen Elektrofilter aufgrund erhöhter CO-Level im Abgas aus Sicherheitsgründen abgeschaltet werden (CO-Trips) (siehe auch Abschnitte 1.3.4.1.1, 1.4.3.1, 1.4.4 und 4.2.6).

Wirtschaftliche Aspekte
Im Jahr 2000 betrugen die Investitionskosten für einen neuen Elektrofilter für einen Ofen mit einer Kapazität von 3000 Tonnen Klinker/Tag, bei Rohgasstaubgehalten von bis zu 500 g/m^3 und Reingasstaubgehalten von 10 – 50 mg/m^3 etwa 1,5 – 3,8 Mio. EUR, zuzüglich Euro 0,6 – 0,8 Mio. für den Verdampfungskühler und das Saugzuggebläse, falls erforderlich. Die Betriebskosten für denselben Ofen betrugen 0,1 – 0,2 EUR /t Klinker. Für einen Klinkerkühler mit einer Kapazität von 3000 Tonnen Klinker/Tag, Rohgasstaubgehalten bis zu 20 g/m^3 und einem Reingasstaubgehalt von 10 – 50 mg/m^3 sowie eine Zementkugelmühle mit einer Kapazität von 160 t Zement/h, Rohgasstaubgehalten bis zu 300 g/m^3 und einem Reingasstaubgehalt von 10 – 50 mg/m^3 betrugen die Investitionskosten für ein Elektrofilter ca. 0,8-1,2 Mio. EUR und die Betriebskosten 0,09 – 0,18 EUR pro Tonne Klinker.

Im Jahr 2006 wurden Investitionskosten im Bereich von 4,5 bis 6 Millionen EUR für die Entstaubung des Ofenabgases berichtet (Ofen: 3000 t/d). Die große Bandbreite beruht auf den lokalen Herstellungskosten, Baukosten (welche bedeutsam schwanken können) und der Größe des Ofens und des Elektrofilters (dies ist eine Funktion des Leistungsvermögens). Die Betriebs- und Wartungskosten sind im Allgemeinen niedrig; Unterschiede ergeben sich vorrangig aus der lokal unterschiedlichen Zuordnung des Stromverbrauchs und der Wartungskosten. (siehe auch Abschnitt 1.3.4.1.1, Table 1-24) [76, Germany, 2006].

Siehe auch Abschnitt 1.4.8.1 und Tabelle 1-39, wo beispielhafte Kostenangaben für Entstaubungstechniken angegeben werden.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Gesundheits- und Sicherheitsanforderungen am Arbeitsplatz.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[3, Austria, 1997], [9, CEMBUREAU, 1997 November], [10, Cementa AB/Hagström, 1994], [12, Netherlands, 1997], [27, University of Karlsruhe, 1996], [76, Germany, 2006], [86, EURITS, 2006], [103, CEMBUREAU, 2006] [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.4.3.2 Gewebefilter

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Gewebefilter sind wirksame Staubabscheider. Das Grundprinzip der Filtration mit einem Gewebefilter ist die Verwendung einer Gewebemembran, die gasdurchlässig ist, aber Staubpartikel zurückhält. Grundsätzlich wird das Filtermedium immer geometrisch angeordnet; es wird allerdings zwischen zylindrischen Filterschläuchen (vertikal hängend), wie in Abbildung 1.60 gezeigt, und Filtertaschen, die üblicherweise horizontal eingebaut sind, unterschieden[7]. Anfangs scheidet sich der Staub sowohl auf der Oberfläche als auch in der Tiefe des Gewebes ab, aber sobald sich auf der Oberfläche eine Schicht gebildet hat, werden die Staubpartikel selbst zum dominierenden Filtermedium. Das Abgas kann von der Innenseite der Filterschläuche nach außen oder umgekehrt strömen. Da sich der Filterkuchen verdickt, nimmt der Strömungswiderstand für den Gasstrom zu. Daher ist eine periodische Abreinigung des Filtermediums erforderlich, um den Druckverlust über den Filter zu begrenzen. In Hinblick auf die Art der Abreinigung sind die gebräuchlichsten Abreinigungsmethoden Druckluftstöße (Druckstoßreinigung), eine Umkehrung des Luftstroms, mechanisches Klopfen oder Rütteln und Vibrieren. Der Gewebefilter sollte mehrere Kammern haben, die im Falle eines Filterdurchbruchs voneinander getrennt werden können. Es sollten genügend Kammern vorhanden sein, um eine ausreichende Reinigungsleistung aufrecht erhalten zu können, falls eine Kammer außer Betrieb genommen wird. Jede Kammer sollte mit Detektoren für Filterdurchbrüche ausgestattet sein, die gegebenenfalls den Wartungsbedarf anzeigen.

Filterschläuche sind als gewebte und nicht gewebte Gewebe erhältlich. Für Hochtemperaturanwendungen werden exotischere Gewebearten benötigt als ‘normalerweise’ eingesetzt werden. Allerdings ist eine breite Auswahl an solchen Materialien erhältlich. Moderne synthetische Gewebe können bei hohen Temperaturen von bis zu 280 °C arbeiten. Die wichtigsten Eigenschaften verschiedener Gewebefilter sowie die damit verbundenen Kostenansätze zeigt Tabelle 1-32.

Abbildung 1.60: Beispiel eines Gewebefilters und des Filtermaterials, das in einem Zementwerk im Vereinigten Königreich eingesetzt wird
[82, CEMEX Rugby UK, 2006]

[7] Anm. der Übersetzer: Obgleich Sinterlamellenfilter hier nicht aufgeführt werden und deren Filtermembran auch kein “Gewebe” im engeren Sinn ist, werden weiter unten in diesem Abschnitt auch die Einsatzmöglichkeiten von Sinterlamellenfiltern in der Zementindustrie diskutiert.

Medienübergreifende Effekte
Ansteigender Stromverbrauch bei steigender Abscheideleistung.
Erhöhter Druckluftverbrauch für den Reinigungszyklus.
Wenn Wartungsarbeiten durchgeführt werden, kann zusätzlicher Abfall anfallen.
Beim Einsatz von Sinterlamellenfiltern können Lärmemissionen auftreten[8].

Betriebsdaten
Moderne synthetische Gewebe bestehen aus Materialien, die bei ziemlich hohen Temperaturen von bis zu 280 °C betrieben werden können. Typische Werte für die Filterflächenbelastung liegen zwischen 0,5 und 2,0 m/min. Die Abscheideleistung kann über 99,9 % liegen und demzufolge können von gut ausgelegten und gewarteten Gewebefiltern Emissionswerte unterhalb von 5 mg/Nm^3 erreicht werden (trockenes Abgas, 273 K, 10 % O_2). Neben Staub hält der Gewebefilter auch Substanzen zurück, die sich an den Staub anlagern, z. B. eventuell vorhandene Dioxine und Metalle.

Die wichtigsten Eigenschaften verschiedener Gewebefilter sowie die damit verbundenen Kostenansätze zeigt Tabelle 1-32:

[8] Anm. der Übersetzer: Die Beschränkung dieser Aussage auf Sinterlamellenfilter erscheint uns nicht nachvollziebar, da auch bei Gewebefiltern Lärmemissionen auftreten können (z. B. bei der regelmäßigen Abreinigung).

Technische Anwendung von Fasern in Zementherstellungsprozessen und Zementwerken											
Faserarten (keine Markennamen)		**Temperatur (°C)**		**Säure-beständig-keit**	**Beständigkeit gegenüber den meisten Alka-lien**	**Hydrolyse/ feuchte Hitze**	**Oxidation/ Sauerstoff >13 %**	**Abrasions-widerstand bei Anwendung im Zementwerk**	**Abscheide-leistung ohne Oberflächen-behandlung**	**Chemische oder physika-lische Oberflächenbe-handlung zur Verbes-serung der Filtration und der Wirtschaftlichkeit**	**Relative Kosten pro installierter Flächeneinheit**
		nominell	**max.**	**Die Beständigkeit kann sich infolge der Temperaturen und kombinierter Einwirkungen verändern**							
Baumwolle		80	80	schlecht	gut			gut	sehr gut		gering
Polypropylen	PP	90	100	exzellent	exzellent	exzellent	exzellent	exzellent	gut	für diese Anwendungen nicht erforderlich	gering
Wolle				mittel	schlecht				sehr gut		gering
Polyester	PES	150	160	gering	Mittel	schlecht	exzellent	exzellent	gut	Ja für Prozessgasbehand-lung; nein für Silos oder die Erfassung diffuser Staubquellen	gering
Polyacrylonitril Copolymer	PAN	110	120	gut	mittel	exzellent	exzellent	gut	gut		gering
Polyacrylonitril Hymopolymer >95 %		125	135						gut		gering
Nylon			205	Schlecht bis mittel	exzellent			exzellent	exzellent		
Aramid (meta)/ aromatisches Polyamid	AR/PA	180	200	mittel	gut	mittel	exzellent	gut	gut	Ja für Prozessgasbehand-lung	mittel
Polyvelylensulfid	PPS	180	200	exzellent	exzellent	gut	schlecht	gut	gut		mittel
Polyimid	PI	180	240	mittel	mittel	mittel	gut	gut	exzellent	Wegen der Faserstruktur nicht notwendig	hoch
Glasfasergewebe	GF	280	280	gut, außer hinsicht-lich HF	exzellent	exzellent	exzellent	schlecht	mittel	Geringe Filterflächenbelas-tung empfohlen	mittel
Glasfaser mit ePTFE- Membran (expandiertem PTFE)	GF+ Mem.	260	280					mittel	überragend	durch die Membran bereits vorhanden	hoch
Polytetrafluor-ethylen	PTFE	250	260	überragend	überragend	überragend	überragend	mittel	schlecht	sehr empfohlen	sehr hoch
Nachfolgend durchschnittliche Kostensätze für Neuanschaffungen in der für Zementanlagen typischen Größe. Die Kosten variieren aufgrund der Energie- und Materialpreise.											
Kostensätze	gering	bis zu 10 EUR pro m^2 Filtergewebe (Kosten ab Werk, verpackt, nicht eingebaut)									
	mittel	10 bis 20 EUR pro m^2 Filtergewebe (Kosten ab Werk, verpackt, nicht eingebaut)									
	hoch	20 bis 40 EUR pro m^2 Filtergewebe (Kosten ab Werk, verpackt, nicht eingebaut)									
	sehr hoch	über 40 EUR pro m^2 Filtergewebe (Kosten ab Werk, verpackt, nicht eingebaut)									

Tabelle 1-32: Wichtige Merkmale verschiedener Filtermedien einschließlich Kostenansätzen [86, EURITS, 2006], [81, Castle Cement UK, 2006] [134, CEMBUREAU/Federhen, 2007]

Anwendbarkeit
Diese Maßnahme/Technik kann grundsätzlich in der Zementindustrie umgesetzt und in fast jedem Zementofen zur Abscheidung von Staub aus dem Ofenabgas, dem Bypassgas oder der Abluft von Rostkühlern eingesetzt werden. Die verfügbare Literatur deutet darauf hin, dass es keine Anwendungsbeschränkungen für Gewebefilter hinsichtlich der in der Zementindustrie verwendeten Prozessvarianten gibt. Allerdings müssen Feuchtegehalt und Temperatur beachtet werden.

Das Leistungsvermögen von Gewebefiltern wird durch verschiedene Parameter beeinflusst, z. B. die Verträglichkeit des Filtermediums mit den Eigenschaften des Abgases und des Staubes, seinen Eigenschaften hinsichtlich thermischer, physikalischer und chemischer Beständigkeit, z. B. gegenüber Hydrolyse, Säurenn, Alkalien, Oxidation und der Prozesstemperatur. Bedeutende Leistungsmerkmale eines Filters sind die Größe der Filteroberfläche, die Abscheideleistung und der Filtrationswiderstand, der sogenannte 'Druckverlust' des Filters. Dieser Wert hängt von den Eigenschaften des Filtermediums und dem Staub ab. Der wesentliche Parameter für die Auslegung eines Filters ist der Volumenstrom. Dazu muss die Filterflächenbelastung bestimmt werden, die von der Art, der Menge und den Eigenschaften des Staubes und des Gases abhängt.

Die Standzeit, der Energie- und Instandhaltungsbedarf eines Gewebefilters wird durch die thermische und mechanische Beanspruchung beeinflusst. Gasvolumenstrom, Filterkuchendicke, Porosität und Reinigungszyklus können die Abscheideleistung beeinträchtigen. Verbesserungen wie ein reduzierter Druckverlust über das Medium, eine schnelle Feststellung von Undichtigkeiten (durch kontinuierliche Überwachung und Detektoren) sowie verbesserte Abreinigungssysteme führen zu einer längeren Filterstandzeit und geringeren Kosten. Darüber hinaus können die Abreinigungszyklen und -methoden die Leistungsfähigkeit des Abreinigungssystems beeinflussen. Tests zeigen, dass z. B. beim Einsatz eines Niederdruck-Impulsabreinigungssystems die Leistungsfähigkeit ansteigen kann, gleichzeitig der Stromverbrauch sinkt und sich dies auch vorteilhaft auf die Lärmemissionen auswirkt. Dieses Verfahren kann bei der Entstaubung des Abgases von Drehrohröfen, aber auch zur Entstaubung des Alkali-Bypasses, des Klinkerkühlers, der Mühlen und der Klassierer, verwendet werden.

In Verbindung mit Gewebefiltern können Zyklone an Klinkerkühlern eingesetzt werden. In einem Zyklon/Zentrifugalabscheider werden die abzutrennenden Staubpartikel durch Zentrifugalkräfte zur Außenwand befördert und dann über eine Öffnung an der Unterseite abgeführt. Die Zentrifugalkräfte werden durch ein im Aggregat eingebautes rotierendes Flügelrad erzeugt (mechanische Zentrifugalabscheider), oder dadurch, dass der Gasstrom in einer abwärtsgerichteten Spiralbewegung ein zylindrisches Behältnis durchströmt (Zyklonabscheider). In der Zementindustrie werden Zyklone zur Staubabscheidung, z. B. aus dem Kühlerabgas, mit einem Luftwärmetauscher zur Temperatursenkung und einem Gewebefilter (Schlauchfilter) kombiniert. Ein Zyklon kann die Staubkonzentration um 70 % reduzieren. In Kombination mit einem Luftwärmetauscher und einem Schlauchfilter sind hohe Abscheidegrade von bis zu 99,99 % und entsprechend niedrige Emissionswerte von 5 – 7 mg/Nm^3 erreichbar. Allerdings wird aufgrund der Größe des Zyklons und des verbundenen Wärmetauschers (z. B. 25 m Länge, 6,4 m Höhe, 6,4 m Durchmesser) ausreichend Platz benötigt. Darüber hinaus wird zusätzliche elektrische Energie verbraucht, während die Sammlung und die Rückgewinnung des abgeschiedenen Staubes zu einem geringeren Rohmaterialverbrauch führt [148, Reitemeier, 2005].

Vereinzelt werden Sinterlamellenfilter als Filtermedium eingesetzt, allerdings nicht zur Staubminderung an Zementöfen. Die Praxis hat gezeigt, dass die Sinterlamellen wegen ihrer vollkommen gesinterten und kompakten Form und der speziellen PTFE-Beschichtung sehr robust sind und einen geringen Wartungsbedarf haben. Die wesentlichen Vorteile dieses modernen Filtermediums sind die sehr hohen Abscheidegrade bei gleichzeitig geringem Druckverlust und einer hohen Resistenz gegenüber abrasivem Verschleiß. Die Filtergeometrie ermöglicht eine sehr kompakte Bauform, so dass diese Filter auch unter sehr engen Platzverhältnissen eingebaut werden können. Die Lärmemissionen können durch Verwendung einer geschlossenen Lärmschutzhaube gemindert werden [144, Adlhoch, 1996].

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitionskosten für den Einbau eines neuen Gewebefilters in eine Ofenanlage mit einer Ofenkapazität von 3000 t/d, einem Staubgehalt im Rohgas von bis zu 500 g/Nm^3 und Reingaswerten von 10 – 50 mg/m^3 liegen bei ca. 1,5 – 6 Millionen EUR. Hinzu kommen weitere 0,6-0,8 Millionen EUR für den Konditionierungsturm und das Filtergebläse, sofern erforderlich. Für Abscheidegrade von mehr als 99,9 % für die Entstaubung der Ofenabgase können je nach Art und Anzahl der eingesetzten Filterschläuche die In-

vestitionskosten für einen Gewebefilter (Schlauchfilter) in einem Bereich von 4 bis 8 Millionen EUR liegen. Die Instandhaltungskosten mögen laut der Angaben in Tabelle 1-32 mit 10 EUR pro Nm^2 für einen Filterschlauch als gering erscheinen. Allerdings können Ofenabgasfilter aus vielen tausend Schläuchen bestehen und daher eine große Filterfläche von vielen tausend m^2 haben. Die Betriebs- und Wartungskosten hängen in hohem Maße von der im Einzelfall vorgenommenen Zuordnung des Stromverbrauchs und der Wartungskosten ab (siehe auch Abschnitt 1.3.4.1.1 und Table 1-24).

Konditionierungstürme werden üblicherweise eingesetzt, um geeignete Temperaturen für den Gewebefilterbetrieb zu erreichen. Die Betriebskosten für den oben genannten Gewebefilter in einer Ofenanlage betragen ca. Euro 0,10 – 0,35 EUR pro Tonne Klinker. Für einen Gewebefilter mit Druckstoßabreinigung, einem Luft/Luft-Wärmetauscher und einem Filtergebläse zur Entstaubung eines Rostkühlers mit einer Kapazität von 3000 Tonnen Klinker pro Tag belaufen sich die Investitionskosten bei Staubgehalten im Rohgas von bis zu 20 g/m^3 und Reingaswerten von 10 – 50 mg/m^3 auf etwa 1,0 – 1,4 Millionen EUR und die Betriebskosten auf etwa 0,10 – 0,15 EUR pro Tonne Klinker. Für eine Zementkugelmühle mit einer Leistung von 160 t Zement/h und einem Rohgasstaubgehalt von bis zu 300 g/m^3 und einen Reingasstaubgehalt von 10 – 50 mg/m^3 liegen die Investitionskosten für einen Gewebefilter mit Druckstoßreinigung bei ca. 0,3 – 0,5 Millionen EUR einschließlich Filtergebläse und die Betriebskosten bei 0,03 – 0,04 EUR/t Klinker [9, CEMBUREAU, 1997 November].

Um die Betriebskosten zu optimieren, haben verschiedene Zementwerke optimierte Impuls-/ Druckstoßabreinigungssysteme eingebaut. Die Filterflächenbelastung, der Druckverlust des Filters und das Reinigungsverfahren sind die drei wichtigsten Faktoren, die die Kostenreduktion für Gewebefilter beeinflussen. Unter Berücksichtigung der Wechselwirkungen dieser Parameter ist es das Ziel, die höchstmögliche Filterflächenbelastung, den kleinstmöglichen Druckverlust und den kleinstmöglichen Reinigungsdruck zu erreichen. Minderungen der Gesamtkosten (Investitions- und Betriebskosten) zwischen 12 und 25 % wurden berichtet.

Siehe auch Tabelle 1-32 weiter oben, in der die wichtigsten Merkmale verschiedener Gewebefilter einschließlich Kostenansätzen zusammengestellt sind. Siehe darüber hinaus Abschnitt 1.4.8.1 und Tabelle 1-39, in dem beispielhafte Kostenangaben für Entstaubungsverfahren präsentiert werden.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.
Gesundheits- und Sicherheitsanforderungen am Arbeitsplatz.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27; Zementwerk Dudfield, Südafrika (Einsatz eines Zyklons in Kombination mit einem Luft/Luft-Wärmetauscher und Gewebefilter, Zementwerk in Deutschland (Einsatz von Sinterlamellenfiltern).
[3, Austria, 1997], [9, CEMBUREAU, 1997 November], [12, Netherlands, 1997], [76, Germany, 2006], [81, Castle Cement UK, 2006], [86, EURITS, 2006], [103, CEMBUREAU, 2006], [134, CEMBUREAU/Federhen, 2007], [144, Adlhoch, 1996], [145, Leibinger/Köberl, 2001], [146, Leibinger/Neumann, 2003], [147, Marmor/Petzold, 2006], [148, Reitemeier, 2005], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.4.3.3 Hybridfilter

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Hybridfilter nennt man eine Kombination von Elektrofilter und Gewebefilter in demselben Gehäuse. Sie sind üblicherweise das Ergebnis des Umbaus bestehender Elektrofilter. Sie ermöglichen eine partielle Wiederverwendung der alten Anlage. Das Prinzip eines Hybridfilters ist in Abbildung 1.61 dargestellt.

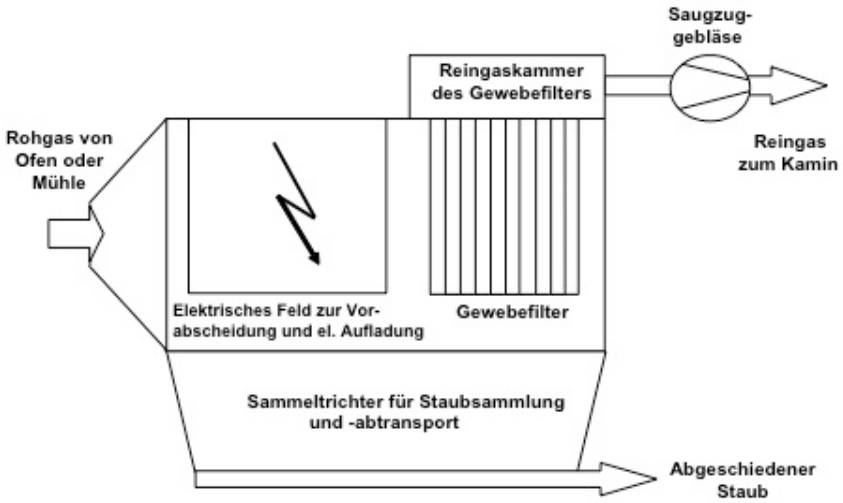

Abbildung 1.61: Hybridfilter zur Staubabscheidung
[135, CEMBUREAU/Federhen, 2007]

Medienübergreifende Effekte
In Fällen hoher CO-Konzentrationen (CO-Trips) besteht ein Explosionsrisiko.
Wenn Wartungsarbeiten durchgeführt werden, kann zusätzlicher Abfall anfallen.
Im Vergleich zu Elektrofiltern reduzierter Wassereinsatz.[9]
Im Vergleich zu Gewebefiltern reduzierte Menge an Prozessverlusten/Abfall.

Betriebsdaten
Die vorliegenden Angaben für Staubemissionen aus Hybridfiltern, die an Öfen installiert sind, schwanken zwischen <10 und 20 mg/Nm^3 als Tagesmittelwert (siehe Abschnitt 1.3.4.1.1). Allerdings werden mit gut gewarteten Gewebefiltern Staubemissionen von weniger als 10 mg/Nm^3 erreicht (siehe Abschnitt 1.4.4.3.2).

Anwendbarkeit
Diese Maßnahmen/Techniken können grundsätzlich in der Zementindustrie angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Siehe auch Abschnitt 1.4.8.1 und Tabelle 1-39, in denen beispielhafte Kostenangaben für Staubminderungsmaßnahmen/-techniken präsentiert werden.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementwerke in Sagunto und Gador (Spanien) sowie weitere in der EU-27.
[86, EURITS, 2006], [103, CEMBUREAU, 2006], [135, CEMBUREAU/Federhen, 2007], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

[9] Anm. der Übersetzer: In Elektrofiltern selbst wird kein Wasser eingesetzt. Diese Aussage bezieht sich vermutlich auf Zementöfen, beiden denen vor der Entstaubung mit einem Elektrofilter Wasser in den Verdampfungskühler eingedüst wird, um den Widerstandswert des Staubs zu senken.

1.4.5 Gasförmige Verbindungen

1.4.5.1 Minderung der NO_x-Emissionen

Für die Minderung und Begrenzung der NO_x-Emissionen wird die Anwendung von primären und/oder prozessintegrierten und sekundären Maßnahmen/Techniken – oder deren Kombination – als angemessen erachtet. Primäre Maßnahmen/Techniken sind:

- Flammenkühlung, z. B. durch Zugabe von flüssigen/festen Abfällen mit hohem Wassergehalt
- NO_x-arme Brenner
- Feuerung in der Ofenmitte (engl. *mid kiln firing*)
- Zugabe von Mineralisatoren, um die Brennbarkeit des Rohmehls zu verbessern (mineralisierter Klinker)
- Gestufte Verbrennung (bei Einsatz von konventionellen oder Sekundärbrennstoffen), auch in Kombination mit einem Vorkalzinator und dem Einsatz eines optimierten Brennstoffmixes
- Prozessoptimierung.

Zudem können sekundäre Maßnahmen/Techniken für die NO_x-Minderung eingesetzt werden, z. B.:

- SNCR-Technik und „High-Efficiency“-SNCR-Technik
- SCR-Technik.

Aus ökologischen/Sicherheits- und ökonomischen Gründen sollte der NO_x-Minderungsprozess vorzugsweise mit der Realisierung von allgemeinen primären Maßnahmen/Techniken beginnen, wie prozessintegrierten und MSR-Maßnahmen/-techniken, gestufter Verbrennung und Flammenkühlung, verbesserter Brenntechnik, optimierter Kühleranbindung und Brennstoffauswahl oder anderen Maßnahmen, die auch die NO_x-Emissionen mindern (z. B. der Einsatz von ausgewählten Abfällen). Einige optimierte Vorwärmeröfen und Ofenanlagen mit Vorwärmer/Kalzinator erreichen nur mit primären Maßnahmen/Techniken oder in Kombination mit gestufter Verbrennung oder auch in Kombination mit dem Einsatz einer Brennstoffmischung und prozessintegrierten Maßnahmen/Techniken Werte unterhalb von 500 mg NO_x/Nm^3. Die Rohmaterialeigenschaften, wie die Brennbarkeit der Rohmehle und Brennstoffmischungen, und die Ofengestaltung sind Gründe, warum dieses Level mitunter nicht erreicht werden kann. Allerdings wird in vielen Zementanlagen in der EU-27 (42 % in 2008) die SNCR-Technik in Kombination mit primären Maßnahmen/Techniken zur NO_x-Minderung eingesetzt, wie es in Tabelle 1-33 [76, Germany, 2006], [85, CEMBUREAU, 2006] dargestellt ist. Außerdem nutzen zwei Zementanlagen die SCR-Technik (‘High-Dust’-Variante).

Tabelle 1-33 zeigt die Anzahl großtechnischer Anlagen, die bekanntermaßen in den EU-27- und den EU-23+- Ländern (siehe Glossar) zur Minderung der NO_x-Emissionen eingesetzt werden.

Maßnahmen/Techniken zur Minderung/Begrenzung von NO_x-Emissionen						
Land		**Flammenkühlung**	**mineralisierter Klinker**	**gestufte Verbrennung**	**SNCR**	**SCR**
Belgien	BE	2			2	
Bulgarien	BG					
Tschechische Republik	CZ				2[3)]	
Dänemark	DK		2		1	
Deutschland	DE			7	33	1[1)]
Estland	EE					
Griechenland	EL			1		
Spanien	ES		4	2	3 + 5 (Pilotphase)	
Frankreich	FR	2		7	14 + 4[6)]	
Irland	IE			1	2[5)]	
Italien	IT	2		7	16[1)]	1[2)]
Zypern	CY					
Lettland	LV					
Litauen	LT					
Luxemburg[1)]	LU					
Ungarn	HU				3	
Malta	MT					
Niederlande	NL				1	
Österreich	AT	3		2	8[3)]	
Polen	PL			9		
Portugal	PT	6			4	
Rumänien	RO					
Slowenien	SI					
Slowakei	SK					
Finnland	FI				2	
Schweden	SE				3	
Großbritannien und Nordirland	UK			1	9[4)]	
Schweiz	CH	2	1	1	4	
Norwegen	NO					
Türkei	TR	1	1	2		

[1)] Soll in Betrieb sein, aber ein Bericht dazu steht noch aus
[2)] Eine Anlage ist seit Mitte 2006 in Betrieb, eine zweite seit 2007
[3)] Geplant für 2008
[4)] Inbetriebnahme in 2007
[5)] Inbetriebnahme geplant in 2007
[6)] Geplant für 2008

Tabelle 1-33: In der Zementindustrie der EU-27- und EU-23+-Länder eingesetzte Maßnahmen/Techniken zur Minderung der NO_x-Emissionen
[85, CEMBUREAU, 2006]

Tabelle 1-34 liefert einen Überblick über Maßnahmen/Techniken, die einen positiven Einfluss auf die bei der Zementherstellung entstehen den NO_x-Emissionen haben, d.h. diese reduzieren (aber nicht zwangsläufig kumulativ wirken) . Diese Tabelle fasst die Betriebsdaten zusammen, die im Rest dieses Abschnitts enthalten sind. Sie sollte daher in Verbindung mit den entsprechenden Absätzen in den folgenden Abschnitten gelesen werden sollten.

Maßnahme/Technik	Eignung für (folgende) Ofenarten	Minderungsgrad (%)	Emissionsdaten[15]		Kostenangaben[3]	
			mg/Nm³ [1]	kg/t[2]	Investition (Millionen EUR)	Betrieb (EUR/t Klinker)
Flammenkühlung[5]	alle	0 – 35	primär reduziert auf <500 – 1000[9]	1,15 – 2,3	bis zu 0,2	bis zu 0,5
NO_x-arme Brenner	alle	0 – 35	500 – 1000	1,15 – 2,3	bis zu 0,45	0,07
primäre Maßnahmen/ Techniken gemäß EGTEI 2003[4]	alle	25	1400 reduziert auf 1050	2,4	0,25	0,056
Feuerung in der Ofenmitte (engl.: *mid kiln firing)*	lange	20 – 40	keine Informationen	-	0,8 – 1,7	keine Informationen
Mineralisierter Klinker	alle	10 – 15	keine Informationen	-	keine Informationen	keine Informationen
Gestufte Verbrennung	Vorkalzinator	10 – 50	<450 – 1000[9]	1,04 – 2,3	0,1 – 2	keine Informationen
	Vorwärmer				1 – 4	
SNCR [4] [5] [6] [12]	Vorwärmer und Vorkalzinator	30 bis 90[10]	<200[10, 11] – 500[14]	0,4 – 1,15	0,5 – 1,2	0,1 – 1,7
	Rostvorwärmer	35	<500[16] – 800[5, 6]	1,15 – 1,84	0,5	0,84
SCR[7]	vermutlich alle, Vorwärmer und Vorkalzinator	43[13] – 95	<200[8] – 500	0,23 – 1,15	2,2 – 4.5	0,33 – 3,0

[1] Bezieht sich i.d.R. auf Tagesmittelwerte, trockenes Gas, 273 K, 101.3 kPa und 10 % O_2
[2] kg/t Klinker: basierend auf 2300 m^3/t Klinker
[3] Bezieht sich i.d.R. auf eine Ofenkapazität von 3000 t Klinker/Tag und Ausgangsemissionen von bis zu 2000 mg NO_x/Nm^3
[4] EGTEI-Kostenschätzung für eine Ofenkapazität von 1100 t/d im Jahr 2000
[5] Versuch in Frankreich in Kooperation mit dem Umweltministerium, ADEME und ATILH im Jahr 2000 (veröffentlicht 2003)
[6] Beitrag von CEMBUREAU zur NO_x-Minderung 2006, Jahresmittelwerte, siehe Kapitel **1.3.4.2** und Figure 1.29
[7] Deutschland und Italien, siehe auch Tabelle 1-35 und **Table 4-26**; Kostenangaben beziehen sich auf eine Ofenkapazität von 1500 t Klinker pro Jahr[10]
[8] Ergebnisse von Pilotversuchen in Deutschland, Italien und Schweden und Testergebnisse aus dem Jahr 2007 (200 mg/Nm^3) von einem italienischen Zementwerk, das SCR einsetzt; im Jahr 1997 boten zwei Lieferanten in Europa großtechnische SCR-Anlagen für die Zementindustrie mit garantierten Leistungsniveaus von 100 – 200 mg/Nm^3 an.
[9] Testergebnisse von einer französischen Zementanlage (Projekt 10), Ofen mit Vorkalzinator, NO_x-Ausgangswert 1000 mg/Nm^3; erreichtes NO_x-Level von 800 mg/Nm^3
[10] Schwedische Zementanlagen, Jahresmittelwert, NO_x-Ausgangsniveau 800 – 1000 mg/Nm^3, Ammoniakschlupf 5 – 20 mg/Nm^3 (siehe Kapitel 4.2.4.1), High-Efficiency-SNCR, der Ammoniakschlupf muss berücksichtigt werden
[11] Deutschland: 200 – 350 mg/Nm^3 als Tagesmittelwert, der Ammoniakschlupf muss berücksichtigt werden
[12] Die niedrigeren NO_x-Emissionswerte können je nach NO_x-Konzentration im Rohgas mit höheren NH_3-Emissionen (Ammoniakschlupf) verbunden sein
[13] Ergebnisse aus Pilotversuch und Langzeitbetrieb der Demonstrationsanlage, siehe Tabelle 1-35
[14] in Kombination mit prozessintegrierten Maßnahmen/Techniken; NO_x-Ausgangswert 1200 mg/Nm^3; Leitfaden der französischen Zementindustrie zu NO_x-Emissionsminderungsmaßnahmen/-techniken, Frankreich/ADEME/MEDD
[15] Emissionsdaten können in den entsprechenden Abschnitten dieses Kapitels gefunden werden
[16] [92, Austria, 2006], [185, Hackl und Mauschitz, 2003], siehe auch BVT **17**

Tabelle 1-34: Maßnahmen/Techniken zur Minderung der bei der Zementherstellung entstehenden NO_x-Emissionen

[12, Netherlands, 1997], [76, Germany, 2006], [85, CEMBUREAU, 2006], [92, Austria, 2006], [101, France/ADEME/MEDD, 2002], [114, Sweden, 2006], [140, Italy, 2007], [141, Leibacher/Bellin/Linero, 2007], [173, Germany, 2007], [182, TWG CLM, 2008], [185, Hackl und Mauschitz, 2003]

[10] Anm. der Übersetzer: In der englischen Fassung wird die Ofenkapazität irrtümlich als „1500 m3/t Klinker“ angegeben.

1.4.5.1.1 Flammenkühlung

Beschreibung
Die Zugabe von Wasser zum Brennstoff oder direkt in die Flamme – durch Einsatz verschiedener Eindüsungsverfahren, wie in Abbildung 1.62 angegeben, z. B. die Eindüsung eines Fluids (Flüssigkeit) oder zweier Fluide (Flüssigkeit und Druckluft oder Feststoffe) oder die Verwendung von flüssigen/festen Abfällen mit einem hohen Wassergehalt – reduziert die Temperatur und steigert die Konzentration von Hydroxylradikalen. Dies kann einen positiven Effekt auf die NO_x-Minderung in der Brennzone haben.

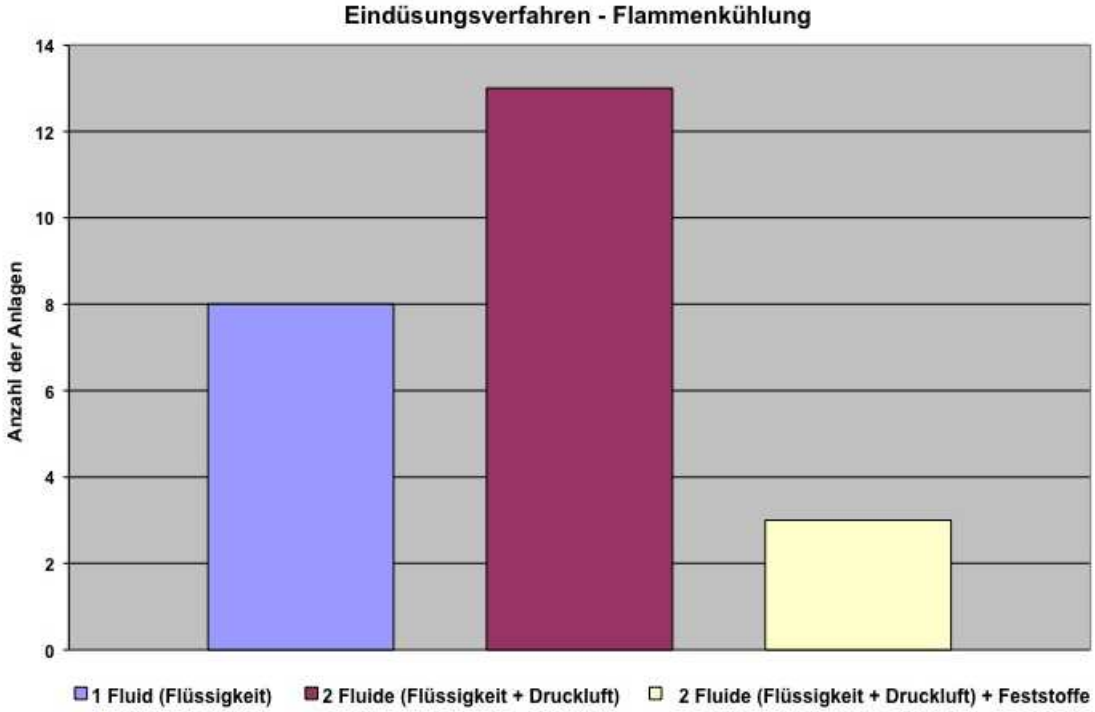

Abbildung 1.62: Eindüsungsverfahren, die zur Flammenkühlung bei der Zementherstellung in den EU-23+-Ländern eingesetzt werden
[85, CEMBUREAU, 2006]

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Minderung der NO_x-Bildung in der Brennzone.
Minderung der NO_x-Emissionen.

Medienübergreifende Effekte
Die Verdampfung des Wassers kann zusätzliche Wärme benötigen, was – gemessen an den gesamten CO_2-Emissionen des Ofens – geringfügig höhere CO_2-Emissionen verursacht (etwa 0,1–1,5 %).
Die Energieeffizienz des Ofenbrennprozesses sinkt.
Die Wassereindüsung kann Probleme im Ofenbetrieb, wie eine reduzierte Klinkerleistung, verursachen und die Klinkerqualität beeinflussen.

Betriebsdaten
Es wurden Minderungsgrade von 10 – 35 % und Emissionsbandbreiten von <500 – 1000 mg/Nm^3 (Jahresmittelwerte) berichtet (siehe Kapitel **1.3.4.2**, Figure 1.27 und Figure 1.28).

Anwendbarkeit
Die Flammenkühlung kann bei allen Ofentypen, die zur Zementherstellung eingesetzt werden, angewendet werden. Wie Abbildung 1.63 zeigt, sind fast 40 Zyklonvorwärmeröfen mit Flammenkühlung ausgestattet.

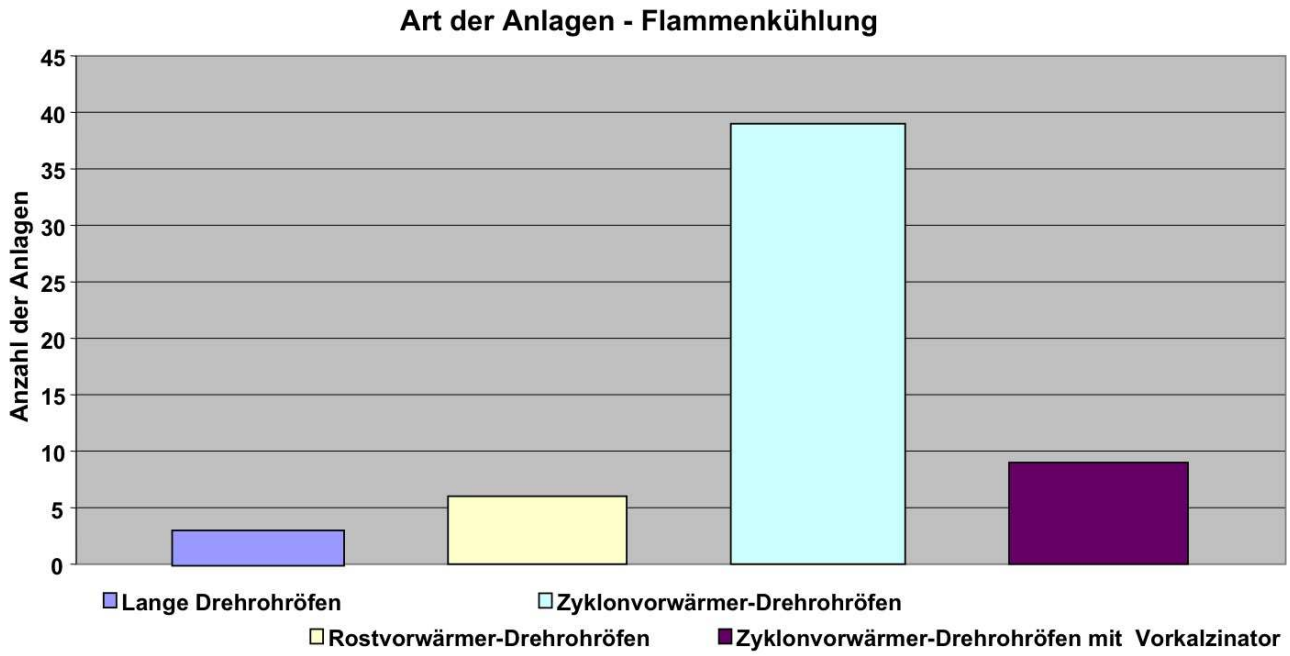

Abbildung 1.63: Art der Zementöfen, bei denen die Flammenkühlung in der EU-23+ angewendet wird [85, CEMBUREAU, 2006]

Wirtschaftliche Aspekte
Für eine Ofenkapazität von 3000 t/d werden die Investitionskosten auf bis zu 0,2 Millionen EUR und die Betriebskosten auf bis zu 0,25 EUR pro t Klinker geschätzt. Wie in Tabelle 1-34 dargestellt, wurden zudem für einen NO_x-Emissionsminderungsgrad von bis zu 35 % Investitionskosten von bis zu 0,2 Millionen EUR und Betriebskosten von bis zu 0,5 EUR/t Klinker berichtet.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27
[8, CEMBUREAU, 2001], [9, CEMBUREAU, 1997 November], [76, Germany, 2006], [85, CEMBUREAU, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.5.1.2 NO_x-arme Brenner

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Die Bauformen von NO_x-armen Brennern (indirekte Feuerung) variieren im Detail, wesentlich ist aber, dass Brennstoff und Luft über konzentrische Rohre in den Ofen eingeblasen werden. Der Primärluftanteil wird auf etwa 6-10 % dessen reduziert, was für die stöchiometrische Verbrennung erforderlich ist (bei konventionellen Brennern sind 10-15 % üblich). Die Axialluft wird mit hohem Moment durch den äußeren Kanal eingeblasen. Die Kohle kann durch das Zentralrohr oder den mittleren Kanal verblasen werden. Ein dritter Kanal wird für Verwirbelungsluft verwendet, wobei die Verwirbelung durch Schaufeln an oder hinter der Auslassöffnung des Brennrohrs erzeugt wird.

Der wesentliche Effekt dieser Brennerart ist die sehr frühe Zündung – vor allem der flüchtigen Verbindungen im Brennstoff – in einer sauerstoffarmen Atmosphäre, was tendenziell die Bildung von NO_x vermindert.

Medienübergreifende Effekte
Ohne Belang.

Betriebsdaten
Bei erfolgreicher Einrichtung sind NO_x-Minderungen von bis zu 35 % erreichbar. Emissionswerte von etwa 500 – 1000 mg/Nm^3 (Tagesmittelwerte) wurden berichtet.

Anwendbarkeit
NO_x-arme Brenner können in allen Drehrohröfen eingesetzt werden, sowohl im Ofen selbst als auch im Kalzinator. Allerdings führt der Einsatz von NO_x-armen Brennern nicht immer zu einer Minderung der NO_x-Emissionen.

Die Konfiguration des Brenners muss optimiert werden. Wenn der ursprüngliche Brenner bereits mit einem geringen Anteil an Primärluft arbeitete, wird ein NO_x-armer Brenner nur einen marginalen Effekt haben.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitionskosten für einen neuen NO_x-armen Brenner liegen bei 150.000 bis 450.000 EUR für eine Ofenkapazität von 3000 t Klinker/d. Allerdings können beim Austausch eines Brenners durch einen NO_x-armen Brenner die Investitionskosten auf bis zu 600.000 EUR ansteigen und zusätzliche Arbeiten zur Anpassung der Staubkohlelagerung und –dosierung erforderlich sein. Wenn das bestehende Feuerungssystem eine direkte Feuerung verwendet, sollte es auf ein indirekte Feuerung umgestellt werden, um eine Verbrennung bei einem geringen Primärluftdurchsatz zu ermöglichen. Dies würde zusätzliche Investitionskosten von etwa 600.000 bis 800.000 EUR für eine Ofenkapazität von 3000 t Klinker/d bedeuten.

Siehe auch Tabelle 1-34 und Tabelle 1-40 (Kapitel 1.4.8.2), wo beispielhaft Kosten angegeben sind.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[9, CEMBUREAU, 1997 November], [12, Netherlands, 1997], [20, Rother, 1996 January,] [76, Germany, 2006], [85, CEMBUREAU, 2006], [101, France/ADEME/MEDD, 2002], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.5.1.3 Gestufte Verbrennung

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Die gestufte Verbrennung wird in Zementöfen mit einem besonders konstruierten Vorkalzinator eingesetzt. Die erste Verbrennungsstufe läuft im Drehrohrofen unter optimalen Bedingungen für den Klinkerbrennprozess ab. Die zweite Verbrennungsstufe besteht aus einem Brenner am Ofeneinlauf, der eine reduzierende Atmosphäre erzeugt, die einen Teil der Stickstoffoxide, die in der Sinterzone gebildet wurden, zerlegt. Die hohe Temperatur in dieser Zone ist besonders günstig für die Reaktion der Rückverwandlung des NO_x in elementaren Stickstoff. In der dritten Verbrennungsstufe wird der kalzinierende Brennstoff mit einem Teil der Tertiärluft in den Kalzinator eingeleitet, so dass auch dort eine reduzierende Atmosphäre erzeugt wird. Dieses Verfahren reduziert die Bildung von NO_x aus dem Brennstoff und senkt auch das NO_x, das aus dem Ofen austritt. In der vierten und letzten Verbrennungsstufe wird die restliche Tertiärluft als ‘Oberluft’ für die Vervollständigung des Ausbrandes in das System eingeleitet.

Kalzinatoren unterscheiden sich im Wesentlichen durch den Ort der Brennstoffzugabe, die Art und Weise, wie Brennstoff, Ofengut und Tertiärluft verteilt sind, und die geometrische Gestaltung.

Die gestufte Verbrennung kann im Allgemeinen nur in Öfen eingesetzt werden, die mit einem Kalzinator ausgestattet sind. In Zyklonvorwärmeranlagen ohne Kalzinator sind erhebliche Anlagenmodifikationen notwendig. Wenn diese nicht mit einer Erhöhung der Produktionskapazität verbunden werden können, bieten die Hersteller eine Lösung mit so genannter „kleiner“ Tertiärluftleitung und einem Kalzinator an. In diesem Fall durchströmt nur ein kleiner Anteil von 10 – 25 % der gesamten benötigten Wärme aus dem Ofen in den Kalzinator, die aber ausreicht, um eine reduzierende Zone für den Abbau der Stickstoffoxide zu erzeugen.

Andererseits zeigen Erfahrungen an einem Ofen mit 10 % Zufeuerung am Ofeneinlauf, dass dies nicht immer ausreichend ist, um eine hinreichende Reduktionszone zu erzeugen.

Eine mögliche Variante der gestuften Verbrennung ist die Feuerung von stückigen Abfallbrennstoffen (z. B. Reifen), da bei der Verbrennung des stückigen Brennstoffs eine reduzierende Zone entsteht. In Öfen mit Vorwärmer/Kalzinator kann der stückige Brennstoff am Ofeneinlauf oder am Kalzinator eingebracht werden. Der Verfeuerung von stückigem Brennstoff wird nachgesagt, einen positiven Einfluss auf die NO_x-Minderung zu haben (Minderung bis zu 20 – 30 %) [76, Germany, 2006]. Allerdings ist es sehr schwierig, durch die Verfeuerung von stückigem Brennstoff eine kontrollierte reduzierende Atmosphäre zu erzeugen [9, CEMBUREAU, 1997 November].

Medienübergreifende Effekte
Die CO- und SO_2-Emissionen können ansteigen, wenn der Verbrennungsprozess im Vorkalzinator nicht abgeschlossen wird. Zudem wurde von Problemen mit CO und Verstopfungen berichtet, wenn hohe Wirkungsgrade angestrebt werden.

Betriebsdaten
Einige moderne, optimierte Anlagen erreichen mit mehrstufiger Verbrennung und bei Einsatz eines geeigneten Brennstoffmixes, z. B. hochreaktiven Brennstoffen, Emissionsniveaus unterhalb von 450 mg NO_x/Nm^3 (Tagesmittelwert), während mit reaktionsarmen Brennstoffen 800 – 1000 mg/Nm^3 (Tagesmittelwert) erreicht werden können, wie auch Erfahrungen aus Spanien zeigen. Eine ähnliche NO_x-Minderung wurde bei der Verwendung von Sekundärbrennstoffen berichtet.

Bei Versuchen in Frankreich im Jahr 2002 (z. B. an einem Vorkalzinator mit gestufter Verbrennung unter Einsatz von 100 % schwefelreichem Petrolkoks als Brennstoff) wurde bei einem Ausgangsniveau von 1000 mg/Nm^3 eine NO_x-Minderung von etwa 200 mg/Nm^3 erreicht. Allerdings wurde dies nur während kurzer Testperioden und bei Verwendung eines optimal brennbaren Rohmehls erreicht. Extremere Betriebsbedingungen können niedrigere NO_x-Emissionen ermöglichen. Aber oft führen diese Betriebsbedingungen zu Problemen im Betrieb, wie zunehmenden Anbackungen in den Öfen und Kalzinatoren. Ein Ansteigen der CO-Emissionen wurde nur in sehr wenigen Anlagen beobachtet, die für relativ kurze Verweilzeiten ausgelegt waren oder in denen die Verbrennung nicht richtig optimiert war.

In einigen Fällen wurden von den Herstellern verschiedener Anlagen zur gestuften Verbrennung mögliche NO_x-Minderungen von bis zu 50 % angegeben. Allerdings ist es schwierig, die Garantiewerte für diesen Grad der NO_x-Minderung aufrechtzuhalten und gleichzeitig die CO-Emissionen zu begrenzen.

Anwendbarkeit
Die gestufte Verbrennung kann im Allgemeinen nur an Öfen, die mit einem Kalzinator ausgestattet sind, eingesetzt werden. In Zyklonvorwärmeranlagen ohne Vorkalzinator sind erhebliche Anlagenmodifikationen notwendig.

Öfen mit Kalzinator erlauben die unabhängige Einstellung der Oxidations-/Reduktionsniveaus im Zementofen und im Kalzinator. Das Einblasen von Brennstoffteilmengen kann zu geminderten NO_x-Emissionen führen.

Die Zugabe von Brennstoff auf den Rost eines *Lepolofens* kann zu einer signifikanten NO_x-Minderung führen, kann aber auch andere Emissionen verursachen/erhöhen.

Bei *Zyklonvorwärmeröfen ohne Kalzinator* ist eine Minderung der NO_x-Emissionen möglich; allerdings können die SO_2- und VOC-Emissionen aufgrund der lokalen Reduktionszone ansteigen. Diese Emissionen sollten kontinuierlich überwacht werden.

In Großbritannien ist seit einigen Jahren ein langer Drehrohrofen mit gestufter Verbrennung in der Ofenmitte *(*engl. *mid kiln staged combustion)* in Betrieb.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitionskosten für den Einbau einer gestuften Verbrennung an einem Ofen mit Kalzinator betragen in Anhängigkeit von der Bauart des vorhandenen Kalzinators 0,1 bis 2,0 Millionen EUR. Die Investitionskosten für die Umrüstung[11] eines Vorwärmerofens mit Rostkühler mit einer Kapazität von 3000 t/Tag in einen Ofen mit Vorkalzinator betragen etwa 1 bis 4 Millionen EUR (für Kalzinator und Tertiärluftleitung). Die Investitionskosten für die Umwandlung eines Vorwärmerofens mit Satellitenkühler mit einer Kapazität von 3000 t/Tag in einen Kalzinatorofen mit Rostkühler betragen etwa 15 bis 20 Millionen EUR.

Siehe auch Tabelle 1-34 und Tabelle 1-40 (Abschnitt 1.4.8.2), in denen beispielhafte Kosten angegeben sind.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[9, CEMBUREAU, 1997 November], [12, Netherlands, 1997], [42, Billhardt/Kuhlmann/Ruhland/Schneider/Xeller, 1996 October], [76, Germany, 2006], [85, CEMBUREAU, 2006], [92, Austria, 2006], [101, France/ADEME/MEDD, 2002], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008], [185, Hackl und Mauschitz, 2003]

1.4.5.1.4 Feuerung in der Ofenmitte (engl. *Mid-kiln firing*)

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
In langen Nass- und langen Trockenöfen kann die Erzeugung einer reduzierenden Zone durch Zufeuerung von stückigen Brennstoffen die NO_x-Emissionen herabsenken. Da ein Temperaturbereich von etwa 900 – 1000 °C bei langen Öfen üblicherweise nicht zugänglich ist, wurden bei einigen Anlagen Systeme zur Feuerung in der Ofenmitte installiert, die die Verwendung von Sekundärbrennstoffen ermöglichen, die nicht den Hauptbrenner passieren können (z. B. Reifen) [9, CEMBUREAU, 1997 November].

Medienübergreifende Effekte
Der Anteil der Sekundärbrennstoffverbrennung[12] kann dazu führen, dass die Ketten[13] durchbrennen oder dass die Produktqualität beeinträchtigt wird.

Betriebsdaten
Es gibt wenige solcher Anlagen; in einigen Fällen wurden NO_x-Minderungen von 20 – 40 % berichtet.

Anwendbarkeit
Die Feuerung in der Ofenmitte kann grundsätzlich an Drehrohröfen angewendet werden.

Die Feuerungsrate der Brennstoffe kann von entscheidender Bedeutung sein. Wenn sie zu niedrig ist, können reduzierende Bedingungen in der Brennzone entstehen, was die Produktqualität ernsthaft beeinträchtigen kann. Wenn sie zu hoch ist, kann der Ofenabschnitt mit den Ketten überhitzt werden – was dazu führt, dass die Ketten durchbrennen.

Konstruktionsbedingt kann der Brennstoff nur periodisch zugeführt werden, d. h. einmal pro Ofenumdrehung. Um einen kontinuierlichen Wärmeeintrag zu gewährleisten, können feste, langsam brennende Brennstoffe, z. B. Altreifen, oder andere Sekundärbrennstoffe in Gebinden eingesetzt werden.

Der Temperaturbereich unterhalb von 1100 °C schließt den Einsatz von gefährlichem Abfall mit einem Chlorgehalt von mehr als 1 % aus.

---

[11] Anm. der Übersetzer: In der englischen Fassung ist dieser Satz unvollständig. In Analogie zum nachfolgenden Satz fehlen die Worte „the transformation of“; hier mit „die Umrüstung“ übersetzt.

[12] Amn. der Übersetzer: Nach unserem Verständnis ist hiermit der Anteil der über die Ofenmitte zugegebenen Brennstoffe (i.d.R. Sekundärbrennstoffe) an der gesamten Feuerungsleistung des Ofens gemeint. Ist dieser zu hoch, können die obengenannten Folgen eintreten.

[13] Anm. der Übersetzer: gemeint sind die zur Verbesserung des Wärmeaustauschs – namentlich in langen Drehrohröfen – eingebauten Ketten

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitionskosten für den Ofenumbau und die Brennstoffördertechnik liegen im Bereich von 0,8 –1,7 Millionen EUR. Die jährlichen Lohn- und Instandhaltungskosten können in derselben Größenordnung liegen.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[9, CEMBUREAU, 1997 November], [21, BCA, 1997 October], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.5.1.5 Mineralisierter Klinker

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Die Zugabe von Mineralisatoren, z. B. Fluor, zum Rohmaterial ist ein Verfahren, um die Klinkerqualität einzustellen und erlaubt die Herabsetzung der Temperatur in der Sinterzone. Durch das Absenken der Brenntemperatur wird auch die NO_x-Bildung vermindert.

Medienübergreifende Effekte
Übermäßige Zugaben von Kalziumfluorid können zu einem Anstieg der HF-Emissionen führen.
Verminderter Energiebedarf.[14]
Zugaben können die Qualität des Endproduktes beeinflussen.

Betriebsdaten
Die NO_x-Minderung kann zwischen 10 und 15 % liegen, allerdings wurden auch Minderungen von bis zu 50 % berichtet.

Anwendbarkeit
Diese Maßnahme/Technik kann grundsätzlich in Drehrohröfen eingesetzt werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Abhängig vom Preis der Mineralisatoren.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[10, Cementa AB/Hagström, 1994], [103, CEMBUREAU, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

1.4.5.1.6 Prozessoptimierung (NO_x)

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Zur Minderung der NO_x-Emissionen kann die Prozessführung optimiert werden, z. B. durch Vergleichmäßigung und Optimierung der Ofenführung und der Brennbedingungen, durch Optimierung der Ofensteuerung und/oder die Vergleichmäßigung der Brennstoffzuführung. Übliche primäre Optimierungsmaßnahmen/-techniken sind Maßnahmen/Techniken zur Prozesssteuerung, eine verbesserte Technik zur indirekten Feuerung, eine Optimierung der Kühleranbindung, der Brennstoffauswahl sowie der Sauerstoffgehalte. Bis zum

[14] Anm. der Übersetzer: Das ist unserem Verständnis nach ein Umweltentlastungeffekt, kein hier zu nennender Nachteil für andere Umweltmedien.

Jahr 2007 wurden Fortschritte bei der Minderung der NO_x-Emissionen durch die Anwendung prozessintegrierter Maßnahmen/Techniken beobachtet.

Medienübergreifende Effekte
Verminderter Energiebedarf.[14]

Betriebsdaten
Bei Anwendung von Maßnahmen/Techniken zur Optimierung der Prozesssteuerung liegen die NO_x-Emissionen zwischen 500 und 1000 mg/Nm^3. Einige moderne, wohloptimierte Ofenanlagen mit Vorwärmer oder mit Vorwärmer und Kalzinator können bei Anwendung aller anwendbaren prozessintegrierten Maßnahmen NO_x-Emissionswerte unter 500 mg/Nm^3 erreichen.

Anwendbarkeit
Die Qualität der Rohmaterialien (die Brenneigenschaften der Rohmehlmischung), der Einsatz hochflüchtiger Brennstoffe oder die Bauart des Ofens können Gründe sein, warum das oben genannte Emissionsniveau nicht erreicht werden kann.

Wirtschaftliche Aspekte
Ziel der Prozessoptimierung ist eine Kostenoptimierung.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[76, Germany, 2006], [101, France/ADEME/MEDD, 2002], [103, CEMBUREAU, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.5.1.7 Selektive nichtkatalytische Reduktion (SNCR)

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Im Jahr 2008 waren in den EU-27- und EU-23+-Ländern (siehe Glossar) etwa 100 SNCR-Anlagen in Betrieb. Bei der selektive nichtkatalytische Reduktion (SNCR) wird Ammoniakwasser (NH_3-Gehalt bis zu 25 %), Ammoniakvorläuferverbindungen oder Harnstofflösung in das Verbrennungsgas eingedüst, um NO zu N_2 zu reduzieren. Die Ausbeute der Reaktion ist optimal in einem Temperaturfenster von etwa 830 to 1050 ºC. Dabei muss dem eingedüsten Stoff eine ausreichend lange Verweilzeit zur Verfügung stehen, um mit dem NO reagieren zu können.

Sowohl Laborversuche als auch Versuche im industriellen Maßstab müssen durchgeführt werden, um das optimale Temperaturfenster für die Eindüsung von Harnstoff oder Ammoniakwasser zu lokalisieren. Bei Zyklonvorwärmeröfen, Öfen mit Kalzinator und Lepolöfen wird das richtige Temperaturfenster üblicherweise erreicht. Allerdings wurden auch lange Drehrohröfen zur Minderung der NO_x-Emissionen mit der SNCR-Technik ausgestattet. Abbildung 1.64 liefert einen Überblick über die Arten von Zementanlagen, in denen die SNCR-Technik angewendet wird.

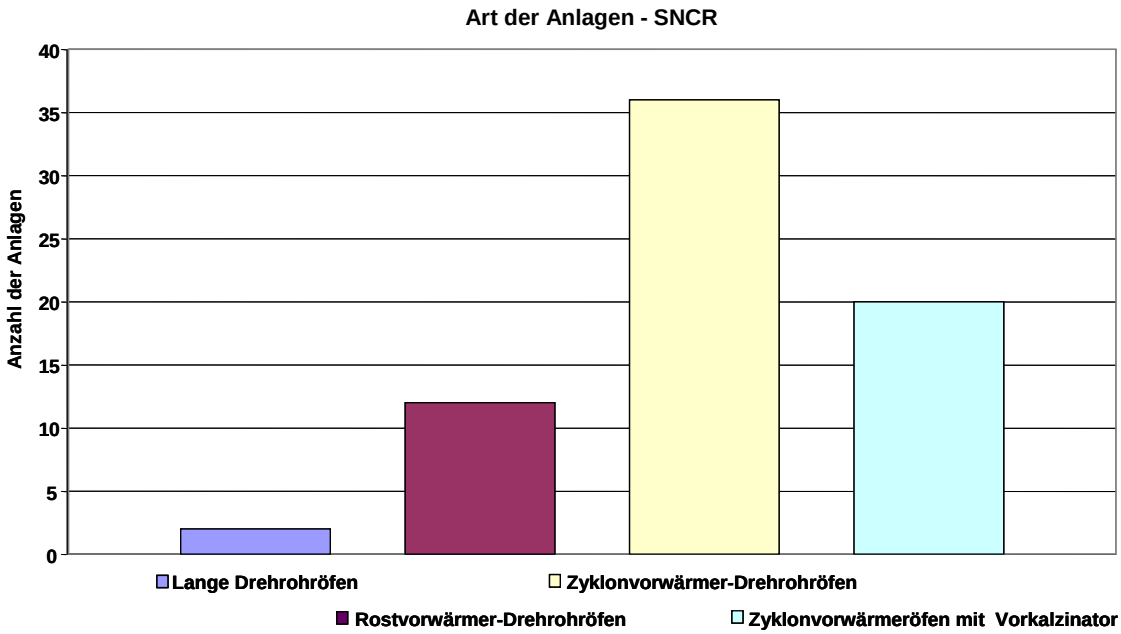

Abbildung 1.64: Arten der Zementwerke, in denen die SNCR-Technik in den EU-23+-Ländern eingesetzt wird [85, CEMBUREAU, 2006]

Wie Abbildung 1.65 zeigt, ist Harnstoff mit 32 % das gebräuchlichste NH2-X-Mittel, gefolgt von Ammoniakwasser mit 27 % [85, CEMBUREAU, 2006]. Reststofflösungen aus anderen Produktionsprozessen können auch als Ammoniakträger genutzt werden [76, Germany, 2006]. Weitere mögliche Reduktionsmittel, die im industriellen Maßstab eingesetzt werden können, sind Ammoniakgas, Ammoniumsalzlösungen, getrockneter Harnstoff (Harnstofftabletten), Harnstofflösungen, Kalkstickstoff oder Cyanamid und ähnliche andere Substanzen [20, Rother, 1996 January,]. Die Lager- und Transporteinrichtungen müssen entsprechend der physikalisch-chemischen Eigenschaften des jeweiligen Mittels ausgelegt werden. Zusätzliche Sicherheitsmaßnahmen/-techniken können erforderlich sein. Die Erfahrung zeigt, dass in den meisten Fällen Ammoniakwasser das beste Mittel für die SNCR bei Vorwärmer- und Kalzinatorofenanlagen ist [9, CEMBUREAU, 1997 November]. Eine gute Verteilung des Ammoniaks – vorzugsweise stöchiometrisch – ist wichtig, um einen maximalen der Wirkungsgrad der NO_x-Minderung zu erreichen und den Ammoniakschlupf zu begrenzen. Um eine optimale Ausnutzung des eingedüsten Reduktionsmittels (Ammoniakwasser oder Harnstofflösung) zu erreichen und so für einen hohen NO_x-Minderungsgrad zu sorgen, sind die folgenden Punkte bei Auslegung und Betrieb der SNCR-Anlage zu berücksichtigen. Dadurch wird ein optimaler technischer und ökonomischer Betrieb einer SNCR-Anlage ermöglicht:

- Eindüsung des Mittels im geeigneten Temperaturfenster von 830 bis 1050 °C, mit dem Ziel, Ammoniakschlupf oder eine Verbrennung des Ammoniaks zu vermeiden – letzteres ist eine potenzielle Quelle für sekundäres NO_x
- Variable Positionierung der Einspritzdüsen, falls sich das Temperaturfenster verlagert; vermutlich sind mehrere Lagen von Düsen nötig, um dies zu ermöglichen. Ggf. Anfertigung eines optimalen Temperaturprofils für die Eindüsung sowie kontinuierliche Überwachung des Handlungsbedarfs
- Anpassung des Spritzwinkels und der Eindringtiefe der eingedüsten wässrigen Lösung durch Variation
  - des Wassergehaltes der Lösung
  - des Druckniveaus der Zerstäubungsluft
  - der Lage der Düse und
  - der Eindüsungsrichtung des Ammoniaks
- Düsen in Ebenen, die zeitweise nicht genutzt werden, sollten idealerweise mit Luft gekühlt werden, um hitzebedingtem Verschleiß vorzubeugen; Düsen, die nur vereinzelt genutzt werden, sollten herausgenommen werden, um übermäßigen Luftverbrauch zu vermeiden
- Um eine über- und unterstöchiometrische Dosierung zu vermeiden, gilt es sicherzustellen, dass der Eindüsungszone immer die richtige Menge an Ammoniaklösung zugeführt wird. Dadurch kann ein übermäßiger Ammoniakschlupf oder ein Durchdringen von unbehandeltem NO vermieden werden.
- Messung des NO_x-Niveaus in jedem Zyklonstrang (d.h. bei Doppelsteigrohren) und dementsprechende Anpassung der Eindüsung, falls erforderlich und anwendbar

- Überprüfung der Stöchiometrie durch Bilanzierung des geminderten NO_x und des eingedüstem Ammoniaks, um eine Überdosierung zu vermeiden. Dadurch kann der Ammoniakschlupf minimiert werden. Des Weiteren verbessert sich die Wirtschaftlichkeit, je näher die Stöchiometrie bei eins liegt.

Abbildung 1.65 zeigt die verschiedenen Stickstoffträger/NH_2-X-Mittel, die in einigen Zementanlagen in den EU-23+-Ländern zur NO_x-Minderung durch SNCR verwendet werden.

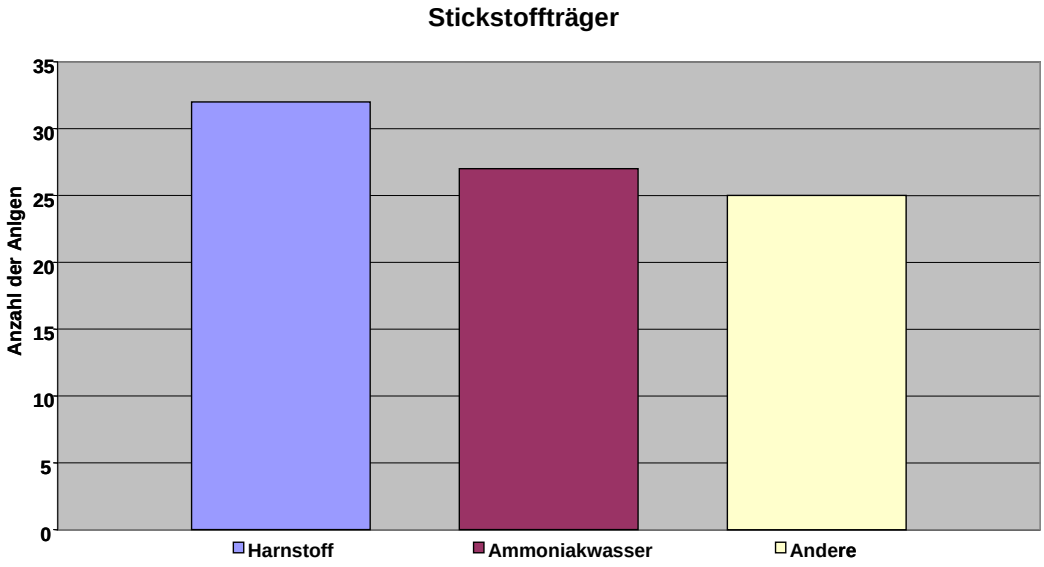

Abbildung 1.65: Stickstoffträger/NH_2-X-Mittel, die in den EU-23+-Ländern für die SNCR verwendet werden [85, CEMBUREAU, 2006]

Eine Weiterentwicklung der SNCR-Technik ist notwendig, wenn der Zementofen bereits mit einem System zur gestuften Verbrennung ausgerüstet ist. Die zeitgleiche Verwendung dieser Techniken erfordert die Abstimmung der Temperaturen, Verweilzeiten und der Gasatmosphäre in der Reaktionszone. Um Erfahrungen mit der gleichzeitigen Anwendung dieser zwei Minderungstechniken zu sammeln, wurden Betriebsversuche an verschiedenen Kalzinatorofenanlagen durchgeführt. Die Versuche haben gezeigt, dass es grundsätzlich möglich ist, die zwei Techniken zu kombinieren. Die NO_x-Emissionsminderung kann durch Eindüsung des Reduktionsmittels sowohl in die Oxidationszone als auch in die Reduktionszone eines zweistufigen Kalzinators erreicht werden. Die Eindüsung in die Oxidationszone ist günstiger, weil dort die Wahrscheinlichkeit erhöhter CO-Emissionen geringer ist als bei Eindüsung in die Reduktionszone. Für die verschiedenen Kalzinatortechniken müssen die Auslegung und Regelung der SNCR-Anlage jeweils angepasst und optimiert werden. Wenn das Reduktionsmittel erst kurz vor der untersten Zyklonstufe zugegeben wird, reicht die Verweilzeit des Reduktionsmittels im richtigen Temperaturfenster nicht mehr aus, um eine signifikante NO_x-Minderung zu erreichen. Folglich ist ein erhöhter Ammoniakschlupf wahrscheinlich. Andererseits haben verschiedene Versuche gezeigt, dass es zu einem Anstieg der CO-Emissionen kommen kann, wenn das Reduktionsmittel vor der Mischkammer des Kalzinators in einen Bereich eingedüst wird, in dem bereits die Verbrennung des Kalzinatorbrennstoffs stattfindet.

High efficiency-SNCR
Die „high efficiency"-SNCR-Technik ist eine Weiterentwicklung der SNCR-Technik, die in Zementanlagen eingesetzt wird. Unter kontrollierten Bedingungen wird über Lanzenebenen Ammoniakwasser (25 %-ig) in den Vorwärmer eingedüst. Die Anordnung der Lanzen wird durch das Temperaturprofil im Steigrohr bestimmt. Die Eindüsung des Ammoniakwassers wird mit Hilfe des im Vorwärmer nahe der Lanzen gemessenen Temperaturprofils prozessgesteuert. Durch die vorteilhafte gute Verteilung des Ammoniaks können Ammoniakverbrauch und -schlupf gesenkt werden. Diese Variante der SNCR-Technik wurde in den Jahren 1996/97 bei zwei schwedischen Anlagen und mindestens einer deutschen Anlage installiert.

Ammoniakschlupf
Es ist wichtig, dass das Ammoniak dort in das Ofensystem eingedüst wird, wo ein Temperaturbereich von 830 - 1050 °C vorliegt. Wenn die Temperatur dieses Niveau unterschreitet, wird nicht umgesetztes Ammoni-

ak (der so genannte NH_3-Schlupf) emittiert. Bei signifikant höheren Temperaturen wird das Ammoniak zu NO_x oxidiert. NH_3-Schlupf kann auch bei erhöhten NH_3:NO_2-Molverhältnissen entstehen, d.h. ab einem Molverhältnis von etwa 1,0 – 1,2. In anderen Industriesektoren hat der Ammoniakschlupf manchmal zur Bildung von Ammoniumsalzaerosolen geführt, die den Filter passiert haben und als weiße Fahne über dem Abgaskamin zu sehen waren. Untersuchungen haben gezeigt, dass in Zementanlagen erheblich niedrigere Niveaus erzeugt werden. Ungenutztes Ammoniak kann oxidiert und in der Atmosphäre in NO_x und Wasser umgewandelt werden. Der NH_3-Schlupf kann auch zu einem mit Ammoniak angereicherten Staub führen, welcher nicht in der Zementmühle wiederverwertet kann. Der mögliche NH_3-Schlupf sollte bei der Auslegung von SNCR-Anlagen berücksichtigt werden. Der NO_x-Minderungsgrad kann nicht einfach nach Belieben erhöht werden, da eine höhere Dosierung NH_3-Schlupf verursachen kann (siehe auch Abbildung 2.50 im Kalkkapitel). Bei ordnungsgemäßem Betrieb (geeignetes Regelungssystem, optimierte Eindüsung von NH_3-Wasser) verursacht das SNCR-System keine unüblich hohen Ammoniakemissionen.

Medienübergreifende Effekte

Beim Einsatz von Ammoniakwasser als Reduktionsmittel kann, wie oben beschrieben, Ammoniakschlupf entstehen und nicht umgesetztes Ammoniak emittiert werden. Lachgasemissionen (N_2O) können auch entstehen, spielen jedoch nur eine untergeordnete Rolle. Stichproben haben Konzentrationen zwischen 1 und 5 mg/Nm^3 aufgedeckt, was in etwa der Nachweisgrenze entspricht. Darüber hinaus können die Emissionen an Kohlenmonoxid (CO) ansteigen, wenn das Reduktionsmittel vor der Mischkammer des Kalzinators in einen Bereich eingedüst wird, in dem bereits die Verbrennung des Kalzinatorbrennstoffs stattfindet,.

Der zusätzliche Wärmebedarf für die Verdunstung des Wassers wird durch die Wärme ausgeglichen, die bei der exothermen DeNOx-Reaktion freigesetzt wird, die zudem einen geringen Anstieg der CO_2-Emissionen verursacht. Transport und Lagerung des wässrigen Ammoniaks sind eine potenzielle Gefahr für die Umwelt und erfordern einige zusätzliche Sicherheitsmaßnahmen/-techniken. Die Auswirkungen, die mit der Herstellung des Ammoniaks und mit dem Transport des zur Verdünnung der Lösung verwendeten Wassers verbunden sind, müssen berücksichtigt werden.

Beim Einsatz von Harnstoff als Reduktionsmittel sind Ammoniak und Kohlendioxid die wesentlichen Endprodukte. Lachgasemissionen (N_2O) und unterschiedliche Konzentrationen von Isocyansäure (HNCO) und Stickstoffmonoxid (NO) wurden beim Harnstoffabbau beobachtet. Das N_2O-Niveau ist bei Einsatz von Harnstoff immer signifikant höher als bei wässrigem Ammoniak. Die Bildung von Lachgas aus dem Harnstoff verändert sich mit der Temperatur. Untersuchungen zeigen, dass eine hohe NO_x-Minderung und eine maximale N_2O-Bildung im selben Temperaturfenster auftreten. Der größte Teil der Isocyansäure wird zu Ammoniak und Kohlendioxid hydrolysiert; dennoch wird von SNCR-Anlagen mit Isocyansäureschlupf berichtet. Darüber hinaus zeigt eine Untersuchung, dass der eingedüste Harnstoff neben Lachgas (N_2O) und Isocyansäure (HNCO) auch Cyanat-Ionen (NCO) bildet. Dieses Produkt entsteht nicht, wenn Ammoniak unter SNCR-Bedingungen eingesetzt wird. Es muss auch angemerkt werden, dass der Einsatz von Harnstoff höhere CO-Emissionen (CO) verursacht als der Einsatz von Ammoniak.

Betriebsdaten

Die meisten im Jahr 2006 betriebenen SNCR-Anlagen wurden, je nach NO_x-Ausgangslevel, für NO_x-Minderungsgrade von 30 – >50 % (mit NH_3:NO_2-Molverhältnissen von 0,5 – 0,9) und NO_x-Emissionswerten zwischen <350 – 800 mg/Nm^3 (Tagesmittelwerte) ausgelegt und/oder betrieben.

Anlagen, die für höhere Abscheidegrade ausgelegt und/oder betrieben wurden, können besser sein, wie unten beschrieben wird (*High efficiency*-SNCR). Zwei Werke mit SNCR-Anlagen, die von unterschiedlichen Lieferanten geliefert wurden, die beide eine 80 %-ige Minderung garantieren, erreichen Minderungsgrade von 80 – 90 % (bei NO_x-Ausgangswerten zwischen 800 und 1100 mg/Nm^3). Dies entspricht NO_x-Emissionen von weniger als 200 mg/Nm^3, gemessen als Jahresmittelwert (siehe Kapitel 4.2.4). Darüber hinaus wurden von einer schwedischen Anlage für das Jahr 2006 NO_x-Emissionen von 190 mg/Nm^3 (Jahresmittelwert) berichtet.

In der Kombination von prozessintegrierten Maßnahmen/Techniken und *High efficiency*-SNCR-Anlagen, die mit Minderungsgraden von 80-90 % betrieben werden, sind im Tagesmittel Konzentrationen von unter 500 mg/Nm³ erreichbar, auch dann wenn die Ausgangswerte über 2000 mg/Nm^3 liegen [43, Wulf-Schnabel/Lohse, 1998].

High efficiency-SNCR und Ammoniakschlupf
Die „h*igh efficiency*“-SNCR-Technik wurde in den Jahren 1996/97 bei zwei schwedischen Anlagen und an mindestens einer deutschen Anlage eingebaut. Diese schwedischen Anlagen (mit zusammen drei Öfen) setzen Zyklonvorwärmer-/Kalzinatoröfen im Trockenprozess ein. Bei Anwendung eines Molverhältnisses von 1,0 – 1,2 wurde eine Minderung von >80 % erreicht und bis jetzt ein Anstieg der NH_3-Konzentration von bis zu 20 mg/Nm³ (Tagesmittelwert) gemessen. Bei den N_2O- und CO-Emissionen wurden kein signifikanter Anstieg gemessen und im Zement wurden keine Spuren von Ammoniak gefunden. Im Jahr 2001 wurde für einer Anlage das anfängliche Molverhältnis mit 1,0 – 1,2 (mol NH_3 zu vorhandenem mol NO_x) bestimmt, was bei einer mittleren Minderungsleistung von 80 % einem Molverhältnis von 1,2 bis 1,4 bezogen auf das entfernte NO_x entspricht. Bei der zweiten Anlage lag das Ammoniakverhältnis im Bereich von 1,2 - 1,4 (mol eingedüstes NH_3 pro mol vorhandenem NO_x [15]) bzw. 1,5 – 1,8 (mol eingedüstes NH_3 pro mol gemindertem NO_x [15]). Ein NO_x-Emissionsniveau von 200 mg/Nm^3 (Jahresmittelwert) wurde berichtet. Es muss angemerkt werden, dass dieses NO_x-Emissionsniveau von 200 mg/Nm^3 seit 1998 von beiden schwedischen Anlagen bei einem NO_x-Ausgangsniveau von 800 – 1000 mg/Nm^3, einem Minderungsgrad von 80 % und einer stabilen Prozessführung erreicht wird.

In Deutschland wurde diese SNCR-Technik (Reduktionsmittel: 25 %-iges Ammoniakwasser) bei einen 4-stufigen Zyklonvorwärmerofen mit einer Produktionskapazität von ungefähr 3000 t Klinker/d installiert. Es wurden NO_x-Ausgangswerte zwischen 500 – 1200 mg/Nm^3 (Tagesmittelwert) berichtet. Langzeiterfahrungen über eine Dauer von mehreren Jahren haben gezeigt, dass ein Emissionsniveau von 500 mg NO_2/Nm³ und weniger (Tagesmittelwerte) dauerhaft ohne einen signifikanten Ammoniakschlupf erreicht werden kann.

Im Jahr 2007 zeigten die letzten Ergebnisse eines Langzeitversuchs (sechsmonatiger Leistungstest), dass bei Anwendung entsprechender NH_3:NO-Molverhältnisse von 0,7 – 0,8 und 1,4 – 1,5 NO_x- Emissionswerte von 350 mg/Nm^3 und 200 mg/Nm^3 (Tagesmittelwerte) erreicht werden konnten. Während dieser Leistungstests wurden die NH_3-Emissionen kontinuierlich gemessen. Die NH_3-Messungen haben allerdings beim Einhalten von 200 mg/Nm^3 NO_x, insbesondere während des Direktbetriebs, zu einem signifikanten Ammoniakschlupf geführt (max. 50 – 200 mg/Nm^3). Insgesamt war bei Erreichen eines Emissionsniveaus von 200 mg/Nm^3 der Ammoniakschlupf doppelt so hoch wie bei einem NO_x-Niveau von 350 mg/Nm^3 (NH_3-Durchschnittswerte über jeweils drei Monate: 21 mg/Nm^3 im Vergleich zu 11 mg/Nm^3)[16]. Der Anteil des Direktbetriebes lag in diesem Fall bei etwa 10 – 20 %. Eine relevante Anreicherung von Ammoniak im Rohmehl und im Elektrofilterstaub konnte während des Leistungstestes nicht beobachtet werden. Die Versuche haben gezeigt, dass die Ammoniakemissionen sorgfältig betrachtet werden sollten (siehe auch Kapitel 4.2.4.2). Der Ammoniakschlupf, der bei dem genannten Prozess entsteht, setzt der überstöchiometrischen Zugabe von Reduktionsmitteln Grenzen [160, Germany, 2007], [173, Germany, 2007].

Bei Untersuchungen in Irland im Jahr 2004 wurden in Kurzzeitversuchen mit der SNCR-Technik niedrige NH_3-Konzentrationen zwischen 4 und 26 mg/Nm^3 (bei 10 % O_2) im Rohgas nach dem Vorwärmer des Ofens ermittelt. Dies lag an einer optimierten Konfiguration der Eindüsung, die zu einer hocheffizienten Reduktionsreaktion und nur geringen Mengen an nicht umgesetztem Ammoniak führte. Diese Konzentrationen wurden bei Versuchen mit zwei Eindüsungskonfigurationen unter Standardbedingungen, einem NH_3:NO-Molverhältnis von „1“ und einem NO_x-Minderungsgrad von 50 % gemessen. Der NH_3-Schlupf setzt der überstöchiometrischen Zugabe von Reduktionsmitteln Grenzen [123, Ireland, 2005].

Detaillierte Beschreibungen zu einer „high-efficiency“-SNCR-Anlage, die in der EU betrieben wird, sind Kapitel **4.2.4**. zu entnehmen. Die Ammoniakemissionen aus der Zementherstellung werden in Kapitel **1.3.4.9** beschrieben.

Anwendbarkeit
SNCR und „high-efficiency“-SNCR sind grundsätzlich an Zementdrehrohröfen einsetzbar. Die Eindüsungszonen variieren je nach Art des Ofenprozesses.

[15] Anm. der Übersetzer: Nach unserem Verständnis und den angegebenen Werten zufolge waren die Molverhältnisse in der englischen Fassung falsch beschrieben (bei beiden Molverhältnissen waren Zähler und Nenner vertauscht).

[16] Anm. der Übersetzer: In der englischen Fassung wurden beide Werte offenkundig vertauscht.

In langen Ofen nach dem Nass- oder Trockenverfahren ist es sehr schwer, die richtige Temperatur sowie die benötigte Verweilzeit zu erreichen. Nur eine Anlage mit einem langen trockenen Ofen und eine Anlage mit einem langen Nassofen (in Dänemark) wenden SNCR zur NO_x-Minderung erfolgreich an und erreichen Wirkungsgrade zwischen 40 und 50 %.

Die mit Ammoniak verbundenen Lagerrisiken werden durch die Lagerung von wässrigen Ammoniaklösungen mit einer Konzentration von 25 % gemindert.

Wirtschaftliche Aspekte
Für einen Vorwärmerofen mit einer Ofenkapazität von 3000 t/d und NO_x-Ausgangsemissionen von bis zu 2000 mg/Nm^3 betragen die Investitionskosten für eine SNCR-Anlage zur NO_x-Minderung um bis zu 85 % (d.h. auf unter 300 mg NO_x/Nm^3), die Ammoniakwasser als Reduktionsmittel verwendet, 0,5 – 1,2 Millionen EUR, wobei die Kosten sehr von den lokalen Vorschriften für die Lagerung des Ammoniakwassers bestimmt werden. Die Betriebskosten für denselben Ofen betragen 0,3 – 0,5 EUR/t Klinker, wobei diese im Wesentlichen durch die Kosten für das eingedüste Ammoniak bestimmt werden [9, CEMBUREAU, 1997 November], [85, CEMBUREAU, 2006].

In den Jahren 1996/97 wurde in zwei schwedischen Anlagen die SNCR-Technik installiert. Bei einem Ofen betrugen die Investitionskosten ungefähr 1,2 Millionen EUR (0,65 Millionen EUR für die SNCR-Anlage und weitere 0,55 Millionen EUR für die Lagerung des Ammoniakwassers). Die Betriebskosten betrugen etwa 0,55 EUR/t Klinker. Die Gesamtkosten (Investitions- und Betriebskosten) betrugen zusammen weniger als 0,6 EUR/t Klinker. Bei dem anderen Ofen lagen die Investitionskosten bei etwa 0,55 Millionen EUR und die Betriebskosten bei etwa 0,3 EUR/t Klinker. Die treibende Kraft für diese Werke, in hochwirksame SNCR-Anlagen zu investieren, war die schwedische Politik hinsichtlich der NO_x-Emissionen. Dieser Politik zufolge kann jede Investition in Minderungsmaßnahmen, deren Gesamtkosten (Investition und Betrieb) unterhalb von 4,50 EUR (40 SEK) pro Kilogramm an gemindertem NO_x (als NO_2) liegen, vertretbar sein.

In einer im Jahr 2004 von der deutschen Zementindustrie durchgeführten Studie, die 26 Zementanlagen betrachtete, die die SNCR-Technik einsetzen, wurden durchschnittliche Investitionskosten zwischen 0,5 und 0,75 Millionen EUR ermittelt. Allerdings berichtete Frankreich von Kosten von bis zu 1 Million EUR. Die Errichtung der Lager für das Reduktionsmittel machte 50 % der Investitionskosten aus. Für den Einsatz von Ammoniaklösung und mittlere bis hohe NO_x-Minderungsgrade wurden Gesamtkosten von 0,5 bis 0,7 EUR pro t Klinker angegeben. Detaillierte Kostenberechnungen für einen Drehrohrofen mit einer Klinkerkapazität von 1500 t/d ergaben –abhängig vom NO_x-Minderungsgrad – spezifische Kosten zwischen 0,4 und 1,2 EUR pro t Klinker. Weitere Berechnungen für einen Ofen mit einer Kapazität von 3500 t/d sowie eine NO_x-Minderung von 850 auf 250 mg/Nm^3 führten zu Investitionskosten von 0,88 Millionen EUR und Betriebskosten von 0,40 EUR pro t Klinker.

Siehe auch Tabelle 1-34 und Tabelle 1-40 (in Kapitel 1.4.8.2), wo beispielhafte Kosten für die SNCR-Technik angegeben sind.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Anlagen in der EU-27, „high-efficiency"-SNCR-Anlagen in Schweden und Deutschland (Märker).
Beschreibungen der Beispielanlagen in Schweden und Deutschland sind im Kapitel 4.2.4.1 beziehungsweise 4.2.4.2 enthalten.
[8, CEMBUREAU, 2001], [9, CEMBUREAU, 1997 November], [10, Cementa AB/Hagström, 1994], [20, Rother, 1996 January,], [24, Junker, 2001], [41, Kupper/Brentrup, 1992], [42, Billhardt/Kuhlmann/Ruhland/Schneider/Xeller, 1996 October], [43, Wulf-Schnabel/Lohse, 1998], [76, Germany, 2006]], [85, CEMBUREAU, 2006], [101, France/ADEME/MEDD, 2002], [105, YARA, 2006], [114, Sweden, 2006], [123, Ireland, 2005], [131, YARA, 2007], [160, Germany, 2007], [168, TWG CLM, 2007], [173, Germany, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.5.1.8 Selektive katalytische Reduktion (SCR)

Beschreibung
Bei der SCR werden NO und NO_2 mit Hilfe von NH_3 und einem Katalysator in einem Temperaturbereich von etwa 300 – 400 °C zu N_2 reduziert. Diese Technik zur NO_x-Minderung ist in anderen Industrien (kohlegefeuerte Kraftwerke, Müllverbrennungsanlagen) weit verbreitet. Für die Zementindustrie kommen grundsätzlich zwei Verfahrensvarianten in Betracht: die *Low-Dust*-Konfiguration zwischen Entstaubungseinrichtung und Kamin oder die *High-Dust*-Konfiguration zwischen dem Vorwärmer und der Entstaubungseinrichtung. Bei Low-Dust-Anlagen ist ein Wiederaufheizen des Abgases nach der Entstaubung erforderlich, was zusätzliche Energiekosten und Druckverluste verursachen kann. Aus technischen und ökonomischen Gründen werden High-Dust-Anlagen als vorteilhaft angesehen. Bei diesen Anlagen ist kein Aufheizen erforderlich, weil die Abgastemperatur am Austritt des Vorwärmersystems normalerweise im richtigen Temperaturbereich für den SCR-Betrieb liegt.

Potenziell können mit High-Dust-SCR-Anlagen hohe NO_x-Minderungsleistungen von 85 – 95 % erreicht werden. Bis zum Jahr 2008 wurden nur High-Dust-Anlagen in der Zementindustrie erprobt.

Im Jahr 2008 wurden in der EU-27 insgesamt zwei Produktionsanlagen im industriellen Maßstab realisiert und Erfahrungen gesammelt, um die technischen und ökonomischen Unsicherheiten, die mit dem Skalieren der SCR-Technik verbunden sind, auszuräumen. Die größten Unsicherheiten beziehen sich auf die hohe Staubkonzentration der Gase von bis zu 100 g/Nm^3, die Entstaubungsmaßnahmen und -Techniken, die Art und Standzeit der Katalysatoren sowie die gesamten Investitions- und Betriebskosten. Die Erfahrung zeigt auch, dass eine geeignete Bauform und chemische Zusammensetzung der Katalysatoren sehr wichtig sind.

Betrachtet man das hohe Minderungspotenzial, die erfolgreichen Pilotversuche, die zwei großtechnischen SCR-Anlagen und die Tatsache, dass die SCR Stand der Technik für vergleichbare Anlagen in anderen Sektoren ist, ist die SCR ein interessantes Verfahren für die Zementindustrie. Es gibt mindestens zwei Lieferanten in Europa, die großtechnische SCR-Anlagen für die Zementindustrie mit garantierten Leistungswerten von 100 – 200 mg/Nm^3, anbieten. Allerdings ist der Kapitalaufwand für SCR noch höher als für SNCR [12, Netherlands, 1997].

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Minderung der NO_x-Emissionen.

Da die Katalysatoren auch Kohlenwasserstoffe abbauen, kann die SCR bei entsprechender Auslegung im Prinzip auch die Emissionen an VOC und PCDD/F mindern.

Medienübergreifende Effekte
Der Strombedarf kann bedingt durch das interne Entstaubungssystem des SCR-Reaktors sowie den zusätzlichen Druckverlust ansteigen .

Low-Dust-Abgassysteme erfordern ein Wiederaufheizen des Abgases nach der Entstaubung, was zu zusätzlichen Energiekosten und Druckverlusten führen kann.

Die Katalysatoren müssen recycelt oder entsorgt werden.

Betriebsdaten
In den 1990er Jahren zeigten erste Pilotversuche in Deutschland, Italien und Schweden vielversprechende Ergebnisse. Die NO_x-Emissionswerte lagen bei ungefähr 100 – 200 mg/Nm^3 bei ungeminderter Katalysatoraktivität. In österreichischen Zementanlagen fanden zwischen 1996 und 2000 drei Pilotversuche mit Abgasteilströmen (3% des Abgases) und einer High-Dust-Konfiguration statt. Ein Versuch war hinsichtlich des NO_x-Minderungsgrades erfolgreich, wurde jedoch nicht fortgeführt. Bedenken wurden unter anderem hinsichtlich der technischen Verfügbarkeit der Katalysatoren aufgeworfen. Zwei Pilotversuche waren wegen der nach wenigen Wochen durch Schwermetalle und Alkalimetallverbindungen eingetretenen Deaktivierung der Katalysatoren nicht erfolgreich. In einer Anlage trat nach einer Laufzeit von ungefähr 5000 Stunden beträchtlicher Verschleiß auf [18, Göller, 2001], [92, Austria, 2006].

Die erste großtechnische Demonstrationsanlage mit einem High-Dust-SCR-System wurde im Jahr 2000 mit staatlicher Förderung in Deutschland gebaut und von 2001 bis 2006 betrieben. Allerdings wartete die Anlage im Jahr 2008 auf verbesserte Katalysatorausführungen. Im Vergleich zur SNCR hat dieses Verfahren einen geringeren NH_3-Verbrauch, was zu niedrigeren Betriebskosten für den Ammoniak führt. Am oberen Ende des vierstufigen Vorwärmers hat das Abgas eine Temperatur von 320 – 350 °C, die für die SCR geeignet ist und kein Wiederaufheizen erfordert, wie es bei Anordnung des Katalysators zwischen Gewebefilter und Kamin erforderlich ist. Dadurch reduzieren sich die Energiekosten. Der NO_x-Minderungsgrad lag üblicherweise im Bereich von 59 bis 67 %. Allerdings wurden unter ungewöhnlichen Betriebsbedingungen mit Rohgaskonzentrationen von 3000 mg/Nm^3 und höher NO_x-Minderungsgrade von mehr als 80 % festgestellt. Bei regulärem Betrieb minderte die SCR die NO_x-Emissionen von Rohgaskonzentrationen von 1000 bis 1600 mg/Nm^3 auf etwa 400 bis 550 mg/Nm^3. Mit einem Molverhältnis von 0,8 bis 0,9 ist der NH_3-Verbrauch signifikant niedriger als bei der Anwendung der SNCR-Technik. Es muss angemerkt werden, dass das NH_3 aus dem Rohmaterial im Katalysator ebenfalls als Reduktionsmittel fungiert, so dass das Emissionsniveau an verbleibendem NH_3 sehr gering ist. An dieser deutschen Anlage führte die SCR in der Regel zu NH_3-Emissionen unter 1 mg/Nm^3, auch bei Erreichen von NO_x-Emissionswerten von 300 mg/Nm^3. Die Ergebnisse können das Potenzial dieser Technik aufzeigen, zumal sie nur mit drei Katalysatorlagen erreicht wurden und das Emissionsniveau von verbleibendem NH_3 dennoch nur etwa 1 mg/Nm^3 betrug. Eine detailliertere Beschreibung dieser Anlage, erreichte Emissionsbandbreiten und Kosten sind in Kapitel 4.2.5. enthalten.

In Italien ist eine SCR- Anlage zur NO_x-Minderung in Betrieb. Seit dem Jahr 2006 ist eine großtechnische High-Dust-SCR-Anlage zur NO_x-Minderung an einem Ofen mit einer Kapazität von 1720 t/d (genehmigte Kapazität: 2400 t/d) in Betrieb. Abbildung 1.66 zeigt das Gehäuse für die Katalysatormodule, welches für sieben Katalysatorlagen (Ebenen) ausgelegt und 4 m breit, 6 m lang und 27 m hoch ist.

Das Volumen der eingebauten Katalysatoren beträgt 21 m^3 pro Ebene, in Summe also 63 m^3 für drei Ebenen. Die ungenutzte Restkapazität von 42 m^3 wird für zwei weitere Katalysatorlagen[17] vorgehalten, falls die genehmigte Produktionskapazität von 2400 t/d ausgeschöpft wird. Die Katalysatoren werden automatisch mit Druckluft bei 5 oder 6 bar gereinigt; der Energieverbrauch für die Druckluftanlage beträgt 2,5 kWh/t Klinker. Nach 7000 Betriebstunden konnte an den Katalysatoren kein Aktivitätsverlust festgestellt werden.

Abbildung 1.66: Beispiel einer SCR-Anlage [140, Italy, 2007]

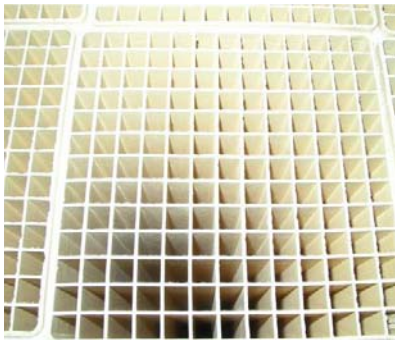

Abbildung 1.67: Beispiel eines SCR-Katalysator-Moduls [140, Italy, 2007]

Abbildung 1.68: Beispiel einer Modulanordnung für die SCR-Technik [140, Italy, 2007]

Als Reduktionsmittel wird eine 25 %ige Ammoniaklösung eingesetzt. Der Durchsatz schwankt in Abhängigkeit von den Ofenbedingungen und der Art der eingesetzten Brennstoffe zwischen 30 und 300 Litern pro Stunde, bei einem Gasvolumenstrom von 110000 m^3/h. Die Ammoniaklösung wird unterhalb des obersten Zyklons in den Gasstrom eingedüst, wo das geeignete Temperaturfenster von 320 – 350 °C vorliegt. Wäh-

[17] Anm. der Übersetzer: Gemäß vorherigem Absatz ist noch eine Restkapazität von 4 Lagen vorhanden; deren Zweck allerdings offen bleibt.

rend der ersten 10 Betriebsmonate lag der durchschnittliche Verbrauch an Ammoniaklösung bei Minderung der NO_x-Emissionen auf unter 450 mg/Nm^3 (bezogen auf 10 % O_2) bei 0,7 – 1 kg/t Klinker. Allerdings zeigen Berichte und Versuchsergebnisse von dieser italienischen Anlage, dass mit dieser Ausführung der SCR-Technik die NO_x-Emissionen am Kamin auf <200 mg/Nm^3 (beim tatsächlichen O_2-Gehalt) gemindert werden können. Abhängig vom NO_x-Ausgangsniveau und der Menge des eingedüsten NH_3 liegen die NO_x-Minderungsgrade im Bereich von 43 – 95 %. Eine Umrechnung auf 10 % O_2 würde sogar noch niedrigere NO_x-Konzentrationen ergeben. Vor Einbau der SCR-Technik wurden im Abgas Ammoniakwerte von 50 – 150 mg/Nm^3 gemessen, die aus den Rohmaterialien stammen. Diese Ammoniakmenge wird nun im SCR-Prozess genutzt, was bei einem Molverhältnis (eingedüstes NH_3:NO_x) von weniger als Eins zu NH_3-Emissionen von weniger als 1 mg/Nm^3 führt. Tabelle 1-35 zeigt Kenngrößen, Emissionen und Kosten der SCR-Technik, welche von der deutschen und der italienischen Zementanlage, die diese NO_x-Minderungstechnik einsetzen, berichtet wurden.

Technik	Eignung für die folgenden Ofenarten	Minderungsgrad (%)	Berichtete Emissionen		Berichtete Kosten	
			mg/Nm^3 (Tagesmittelwert)	kg NO_x/t Klinker	Investition (EUR/t Klinker)	Betrieb (EUR/t Klinker)
SCR	vermutlich alle	43 – 97	300 – 500[1)]	0.15 – 1.0	2.5[2)] 3.2 – 4.5[3) 4)]	1.75 – 2[3)]

[1)] Ergebnisse aus Pilotversuchen sowie dem Dauerbetrieb der Demonstrationsanlage
[2)] Kosten, die vom UBA Deutschland für eine großtechnische Anlage (Ofenkapazität 1500 t Klinker/d, Ausgangsemissionen von 1200 mg/Nm^3 und Endniveaus von 200, 500 und 800 mg/Nm^3 (Tagesmittelwert) geschätzt wurden
[3)] Kosten, die vom Verein Deutscher Zementwerke e.V. (VDZ) unter Einbeziehung der Betriebskosten, sowie der Abschreibung der großtechnischen Anlage (Ofenkapazität 1500 t Klinker/d, Ausgangsemissionen von 1200 mg/Nm^3 und ein Endniveau von 200, 500 und 800 mg/Nm^3) kalkuliert wurden
[4)] Die höchsten Werte beziehen sich auf das SCR-System der italienischen Zementanlage, wobei 0,9 Millionen EUR für die Katalysatorelemente inbegriffen sind (für die drei installierten Modullagen sowie die zwei in Reserve)

Tabelle 1-35: Berichtete SCR-Kenngrößen, Emissionen und Kosten
[85, CEMBUREAU, 2006]

Anwendbarkeit
Die SCR-Technik wurde an Vorwärmeröfen erprobt. An (Lepol)Ofensystemen nach dem Halbtrockenverfahren wurden nur Pilotversuche durchgeführt, aber abhängig vom Temperaturfenster ist die SCR-Technik grundsätzlich auch bei anderen Ofensystemen einsetzbar.

Die hohen Staubwerte stellen hohe Anforderungen an die Standzeit und den Betrieb der Katalysatoren. Die Bauform und die chemische Zusammensetzung der Katalysatoren sind sehr wichtig. Katalysatoren, die für den Low-Dust-Betrieb in anderen Industrien ausgelegt wurden, könnten für den High-Dust-Betrieb in einem Zementwerk nicht geeignet sein. Der High-Dust-Betrieb eines SCR-Reaktors erfordert eine hohe mechanische Beständigkeit des Katalysators, eine breitere Kanalweite, als sie für den Low-Dust-Betrieb üblich ist, und ein integriertes Entstaubungssystem, um ein Verstopfen und Aktivitätsverluste des Katalysators zu vermeiden. Die geeignete chemische Zusammensetzung des Katalysators muss anhand von Versuchen mit staubbeladenen Abgasen von Zementöfen ermittelt werden. Darüber hinaus muss wegen der Größe des Gehäuses für die Katalysatormodule und der Anzahl der Lagen, die eingesetzt werden, ausreichend Platz verfügbar sein, um die SCR-Technik installieren zu können.

Noch sind keine Standardkatalysatoren verfügbar, die für die Zementindustrie geeignet sind. Die verschiedenen Katalysatortypen, die eingesetzt werden, werden noch erprobt.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Ergebnisse aus dem Einsatz der SCR-Technik haben je nach Anlagengröße und der erforderlichen NO_x-Minderungsleistung ein Kostenniveau von 1,25 bis 2,00 EUR pro Tonne aufgezeigt. Im Gegensatz zur SNCR-Technik wird die SCR-Technik von den Investitionskosten dominiert, die 4- bis 9mal höher als für eine SNCR-Anlage sind. Der Einsatz von Katalysatoren erhöht die Betriebskosten. Darüber hinaus geht der Energieverbrauch im Wesentlichen auf den Druckverlust und die Spülluft für den Katalysator zurück. Die spezifische Kosten für die SCR sind auf etwa 1,75 EUR pro Tonne zurückgegangen.

Cementa AB in Slite, Schweden, hat einen Ofen mit Zyklonvorwärmer/Vorkalzinator nach dem Trockenverfahren mit einer Kapazität von 5800 Tonnen Klinker/Tag. Im Jahr 1993 wurde für etwa ein Jahr eine der SNCR nachgelagerte High-Dust-SCR-Pilotanlage betrieben und untersucht, wieviel eine großtechnische, der SNCR nachgelagerte SCR-Anlage kosten würde. Dabei würden die NO_x-Ausgangswerte bei Eintritt in die SCR-Anlage unter 200 mg/Nm^3 liegen. Die Investitionskosten wurden auf etwa 11,2 Millionen EUR und die Betriebskosten auf etwa 1,3 EUR pro Tonne Klinker geschätzt, was Gesamtkosten von 3,2 EUR pro Tonne Klinker ergeben würde. Pro zusätzlich gemindertem Kilo NO_x würden die Kosten für die SCR 5,5 – 7,3 EUR betragen. Diese Kosten erschienen dem Unternehmen als zu hoch und als nicht angemessen.

Für einen Vorwärmerofen mit 3000 Tonnen Klinker/Tag wurden die Investitionskosten auf 3,5 – 4,5 Millionen EUR geschätzt, wobei anzumerken ist, dass die angegebenen Investitionskosten nur vom Anbieter stammen und keine Modifikationen an der Anlage beinhalten.

Machbarkeitsstudien wurden in Österreich, Deutschland, den Niederlanden und Schweden durchgeführt. Die für SCR-Anlagen in der Zementindustrie geschätzten Kosten schwanken sehr, wobei wesentliche Kostenfaktoren die Produktionskosten und die Standzeit der Katalysatoren sind.

Siehe dazu Tabelle 1-34 und Tabelle 1-35 in Kapitel 1.4.5.1 sowie Tabelle 1-40 in Kapitel 1.4.8.2 , welche beispielhafte Kostenangaben enthalten.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen. Die Einführung der SCR-Technik kann geeignet sein, um höhere NO_x-Minderungsraten oder eine gleichzeitige Minderung von NO_x und anderen Schadstoffen, z. B. Ammoniak aus den Rohmaterialien, zu erreichen.

Referenzanlagen
Solnhofer Portland-Zementwerke (Deutschland), Zementwerk Monselice (Italien).

Referenzliteratur
[4, Austria, 1998] [8, CEMBUREAU, 2001], [9, CEMBUREAU, 1997 November], [12, Netherlands, 1997], [18, Göller, 2001], [23, de Jonge, 2001] [24, Junker, 2001], [43, Wulf-Schnabel/Lohse, 1998], [57, European Commission, 2005], [76, Germany, 2006], [80, Alvaro A. Linero, 2006], [85, CEMBUREAU, 2006], [92, Austria, 2006], [140, Italy, 2007], [141, Leibacher/Bellin/Linero, 2007], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.5.2 Minderung der SO_2-Emissionen

Der erste Schritt zur SO_2-Minderung ist es, primäre Prozessoptimierungsmaßnahmen/-techniken, wie das Optimieren des Klinkerbrennprozesses einschließlich der Vergleichmäßigung des Ofenbetriebes, die gleichmäßige Verteilung des heißen Mehls im Ofensteigrohr und die Vermeidung reduzierender Bedingungen im Brennprozess sowie die Auswahl von Rohmaterialien und Brennstoffen, zu berücksichtigen. Darüber hinaus ist die Sauerstoffkonzentration im Bereich des Ofeneinlaufs wichtig für die Zurückhaltung des SO_2 in der Ofenfracht. Die Erhöhung des Sauerstoffgehaltes in langen Öfen reduziert das SO_2-Level und erhöht das NO_x-Level. Allerdings erfordert der Klinkerbrennprozess einen Sauerstoffüberschuss, um die vorgegebene Produktqualität zu erreichen. Demzufolge gibt es immer ein ausreichendes Angebot an Sauerstoff, um die Bildung von Sulfaten, die aus dem Ofensystem mittels des Klinkers abgeführt werden, im unteren Bereich des Zyklonvorwärmers oder der Heißgaskammer des Rostvorwärmers sicherzustellen. Durch die Einstellung des Sauerstoffgehaltes am hinteren Ende des Ofens sollte zum Schutz der Umwelt ein Gleichgewicht hinsichtlich optimaler Gehalte an NO_x, SO_2 und CO angestrebt werden. In den Fällen, in denen diese Maßnahmen/Techniken nicht ausreichend sind, können zusätzliche nachgeschaltete Maßnahmen/Techniken ergriffen werden. Tabelle 1-36 und Tabelle 1-37 liefern einen Überblick über Maßnahmen/Techniken, die einen positiven, d. h. mindernden Effekt auf die SO_2-Emissionen haben, die bei der Erzeugung von Zement auftreten, hauptsächlich aus dem Vorwärmer und dem Bypassprozess. Tabelle 1-36 zeigt eine Zusammenfassung von Betriebsdaten, die im Text dieses Abschnitts enthalten sind und daher in Verbindung mit den entsprechenden Absätzen in den folgenden Abschnitten gelesen werden sollten (siehe Abschnitte 1.4.5.2.1 – 1.4.5.2.3). In

diesem Zusammenhang ist anzumerken, dass bei der Mitverbrennung von Abfällen die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000].

Maßnahmen/ Techniken	Eignung für (folgende) O-fenarten	Minderungs-grad	Emissionsdaten		Kosten	
			mg/Nm^3 1)	kg/Tonne 2)	Investition (Mio. EUR)	Betrieb (EUR/t)
Zugabe von Absorptionsmitteln	alle	60 – 80 %	<200 – 400 5)	0,23 – 0,92	0,2 – 0,3	0,1 – 0,4
Nasswäscher	alle	>90 %	<10 – 300 4)	0,02 – 0,69	5,8 – 23 6)	0,5 – 2 6)
Aktivkohle	trocken	bis zu 95 %	<50	<0,11	15 3)	keine Angabe

1) Bezieht sich normalerweise auf Tagesmittelwerte, trockenes Gas, 273 K, 101.3 kPa und 10 % O_2
2) kg/Tonne Klinker: basierend auf 2300 m^3/Tonne Klinker
3) Diese Kosten beinhalten auch die SNCR-Technik und beziehen sich auf eine Ofenkapazität von 2000 t Klinker/Tag und Anfangsemissionen von 50 – 600 mg SO_2/Nm^3; Kostenangaben stammen aus dem Jahr 1997
4) Das letztendlich erreichbare Emissionsniveau ist abhängig vom SO_2-Ausgangswert vor dem Einbau des Nasswäschers und kann höher sein.
5) bei einem SO_x-Ausgangsniveau von 1200 mg/m^3 (siehe Abschnitt 1.4.5.2.1)
6) 2008

Tabelle 1-36: Überblick über Techniken zum Begrenzen und Reduzieren von SO_2

Tabelle 1-37 nennt die Anzahl der in der EU-27- bzw. den EU-23+- Ländern bekannten großtechnischen Anlagen, die in 2008 Minderungsmaßnahmen/-techniken zur Reduzierung der SO_2-Emissionen einsetzten.

Maßnahmen/Techniken zum Reduzieren/Begrenzen von SO_2-Emissionen				
Land		Zugabe von Absorptionsmittel	Nasswäscher	Aktivkohle
Belgien	BE	2		
Bulgarien	BG			
Tschechische Republik	CZ	1		
Dänemark	DK		2	
Deutschland	DE	11		
Estland	EE			
Griechenland	EL			
Spanien	ES			
Frankreich	FR	3		
Irland	IE			
Italien	IT	1		
Zypern	CY			
Lettland	LV			
Litauen	LT			
Luxemburg	LU			
Ungarn	HU			
Malta	MT			
Niederlande	NL			
Österreich	AT	1	1	
Polen	PL			
Portugal	PT	3		
Rumänien	Ro			
Slowenien	SI		1	
Slowakei	SK			
Finnland	FI			
Schweden	SE		1	
Vereinigtes Königreich	UK		2	
Norwegen	NO			
Schweiz	CH	1	1	1
Türkei	TR			
Gesamt		23	8	1

Tabelle 1-37: Anzahl der Anlagen in der EU-27 bzw. den EU-23+-Ländern, die im Jahr 2008 SO_2-Minderungstechniken einsetzten

[73, CEMBUREAU, 2006], [182, TWG CLM, 2008]

In der Europäischen Zementindustrie werden keine Quasinass- und Trockensorptionsanlagen eingesetzt. Das Prinzip dieser Techniken beruht auf der Neutralisation von SO_2 aus dem Abgas durch die Eindüsung von chemischen oder physikalischen Sorptionsmitteln. Die Reaktionsprodukte sind je nach Verfahren gelöste oder trockene Salze. In Untervaz, Schweiz, wurde im Jahr 2003 die einzige Anlage, in der eine Trockensorption mit zirkulierender Wirbelschicht eingebaut wurde, aus ökonomischen – und weniger aus technischen – Gründen außer Betrieb genommen.

1.4.5.2.1 Zugabe von Absorptionsmitteln

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Sekundäre Emissionsminderungsmaßnahmen/-techniken, die in der Zementindustrie zum Einsatz kommen, sind die Kalkhydratzugabe mittels des so genannten " Trockenadditivverfahrens" (Sorptionsmittelzugabe zum Rohmaterial) oder des „Trockensorptionsverfahrens" (Sorptionsmitteleindüsung in den Gasstrom). Die Kalkhydratzugabe bietet den zusätzlichen Vorteil, dass das kalziumhaltige Additiv Reaktionsprodukte bildet, die direkt im Klinkerbrennprozess eingebunden werden können.

Die optimalen Temperaturbereiche für die Kalkhydratzugabe sind 350 bis 400 °C sowie unterhalb von 150 °C, falls das Gas mit Wasser angereichert ist. Geeignete Stellen für die Kalkhydratzugabe sind bei Drehrohrofenanlagen die oberen Zyklonstufen oder die Rohgasleitung.

Alternativ kann das Kalkhydrat zusammen mit den Rohmaterialkomponenten in die Rohmühle dosiert werden oder direkt am Ofeneinlauf zugegeben werden. Das Hydrat oder der gelöschte Kalk ($Ca(OH)_2$), Branntkalk (CaO) oder die aktivierte Flugasche mit einem hohen CaO-Gehalt wird bei Temperaturen nahe am Taupunkt des Wassers in den Abgaspfad eingeblasen, was zu günstigeren Bedingungen für die SO_2-Zurückhaltung führt. In Zementofensystemen liegt dieser Temperaturbereich im Bereich zwischen der Rohmühle und dem Staubabscheider vor. Das Kalkhydrat reagiert mit dem SO_2 in den oberen Zyklonstufen und wird als Rohgasstaub (Staubabscheider) aus dem System ausgetragen und mit dem Rohgas in die nachgeschaltete Mahltrocknungsanlage zurückgeführt. Faktoren, die den Minderungsgrad dieses Verfahrens beschränken, sind die kurzen Gasverweilzeiten in den oberen Zyklonstufen (mindestens zwei Sekunden) und die hohen CO_2-Level des Abgases von über 30 %.

Medienübergreifende Effekte
Eine intensive Kalkeindüsung wirkt sich auf die Rohmehlqualität aus.

Betriebsdaten
Das SO_2-Minderungspotenzial der Kalkhydratzugabe wird zum einen durch das SO_2-Ausgangsniveau und die Abgasbedingungen und zum anderen vom Konzentrationsniveau der Schwefelkreisläufe, die sich in der Anlage ausbilden, bestimmt. SO_2-Minderungen von 60 bis 80 % können durch die Absorptionsmitteleindüsung in Zyklonvorwärmeröfen erreicht werden. Bei Ausgangswerten bis 400 mg/Nm^3 ist es theoretisch möglich, Werte um 100 mg/Nm^3 zu erreichen. Bei SO_2-Ausgangswerten von bis zu 1200 mg/Nm^3 ist eine Minderung auf 400 mg/Nm^3 erreichbar. Bei höheren SO_2-Ausgangswerten (mehr als 1200 mg/Nm^3) sind erhebliche Mengen an Absorptionsmittel erforderlich, was nicht mehr wirtschaftlich sein könnte. Zudem können höhere Ausgangskonzentrationen in den Schwefelkreisläufen wegen der Bildung von Ablagerungen in der Kalzinierungszone zu Betriebsstörungen führen. Da bei Anwendung dieser Technik höhere Schwefelgehalte in den Ofen zurückgeführt werden, könnte das Risiko einer höheren Schwefelrezirkulation und Ofeninstabilität bestehen.

Anwendbarkeit
Die Absorptionsmittelzugabe ist grundsätzlich an allen Ofensystemen anwendbar, obwohl sie meistens in Zyklonvorwärmern verwendet wird. Es gibt mindestens einen langen Zementofen nach dem Nassverfahren, an dem das Eindüsen von trockenem $NaHCO_3$ in das Abgas vor dem Elektrofilter genutzt wird, um die SO_2-Emissionsspitzen zu reduzieren. Eine Kalkzugabe über den Rohmaterialpfad vermindert die Qualität der Granalien/Kügelchen und verursacht in Lepolöfen Strömungsprobleme.

Das Trockensorptionsverfahren (Absorptionsmitteleindüsung in den Gasstrom) kann in trockener oder nasser Form angewandt werden. Für Vorwärmeröfen wurde beobachtet, dass die direkte Eindüsung von Kalkhydrat in das Abgas weniger wirksam ist, als das Zugeben des Kalkhydrats über den Rohmaterialpfad. Das SO_2 wird mit dem Kalk zu $CaSO_3$ und $CaSO_4$ reagieren, welches dann zusammen mit dem Rohmaterial in den Ofen gelangt und in den Klinker eingebunden wird. Dieses Verfahren ist geeignet für zu reinigende Gasströme mit moderaten SO_2-Konzentrationen und kann bei einer Lufttemperatur von mehr als 400 °C eingesetzt werden. Die höchsten Abscheidegrade können bei Temperaturen über 600 °C erreicht werden. Es wird empfohlen, ein auf $Ca(OH)_2$ basierendes Absorptionsmittel mit einer hohen spezifischen Oberfläche und einer hohen Porösität zu verwenden. Kalkhydrat besitzt keine hohe Reaktivität, deswegen sind $Ca(OH)_2/SO_2$-Molverhältnisse zwischen 3 und 6 erforderlich. Gasströme mit hohen SO_2-Konzentrationen erfordern das 6-7fache der stöchiometrischen Menge an Absorptionsmittel, was hohe Betriebskosten impliziert.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Absorptionsmittelzugabe ist an mehreren Anlagen im Einsatz, um sicherzustellen, dass die Grenzwerte zu Zeiten der Emissionsspitzen nicht überschritten werden. Dies bedeutet, dass im Allgemeinen nicht im kontinuierlichen Betrieb gearbeitet wird, sondern nur, wenn es aufgrund spezifischer Umstände erforderlich ist. Bei einer SO_2-Ausgangskonzentration von bis zu 3000 mg/Nm^3, einer Minderung von bis zu 65 % und Kalkhydratkosten von 85 EUR pro Tonne liegen die Investitionskosten für einen Vorwärmerofen mit 3000 Tonnen Klinker/Tag bei etwa 0,2 Millionen – 0,3 Millionen EUR und die Betriebskosten bei ungefähr 0,1 – 0,4 EUR pro Tonne Klinker.

Siehe auch Tabelle 1-36 und Abschnitt 1.4.8.3, wo beispielhafte Kostenangaben genannt werden.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[8, CEMBUREAU, 2001], [9, CEMBUREAU, 1997 November], [12, Netherlands, 1997], [30, Marchal, 2001], [76, Germany, 2006], [97, CEMBUREAU, 2007], [101, France/ADEME/MEDD, 2002], [168, TWG CLM, 2007]

1.4.5.2.2 Nasswäscher

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Der Nasswäscher ist die am häufigsten eingesetzte Technik für die Rauchgasentschwefelung in kohlebefeuerten Kraftwerken. Auch für die Zementherstellung ist das Nassverfahren zur Minderung der SO_2-Emissionen eine bewährte Technik. Die Nasswäsche beruht auf der folgenden chemischen Reaktion:

$$SO_2 + ½\ O_2 + 2\ H_2O + CaCO_3 \longleftrightarrow CaSO_4 \bullet 2\ H_2O + CO_2$$

Das SO_x wird durch eine Flüssigkeit/Suspension, die in einem Sprühturm versprüht wird, absorbiert. Als Absorptionsmittel dient Kalziumkarbonat. Nassverfahren bieten von allen Rauchgasentschwefelungsverfahren (REA) die höchsten Abscheideleistungen für lösliche saure Gase bei vergleichsweise minimaler überstöchiometrischer Dosierung und dem geringsten Abfallaufkommen. Dennoch reduzieren Nasswäscher auch in erheblichem Maße HCl, Reststaub und in geringerem Umfang auch die Metall- und NH_3-Emissionen. Das Grundprinzip eines Nasswäschers zeigt Abbildung 1.69.

Im Jahr 2008 waren in der europäischen Zementindustrie sieben Nasswäscher in Betrieb und einer in Planung; alle in Form von Sprühtürmen. Die Suspension wird im Gegenstrom zum Abgas versprüht und in einem Rücklaufbehälter am Boden des Wäschers gesammelt, wo das gebildete Sulfit mit Luft zu Sulfat oxidiert wird und Kalziumsulfatdihydrat bildet. Das Dihydrat wird abgetrennt und kann je nach physikalisch-chemischen Eigenschaften beim Zementmahlen verwendet werden; das Wasser wird in den Wäscher zurückgeführt.

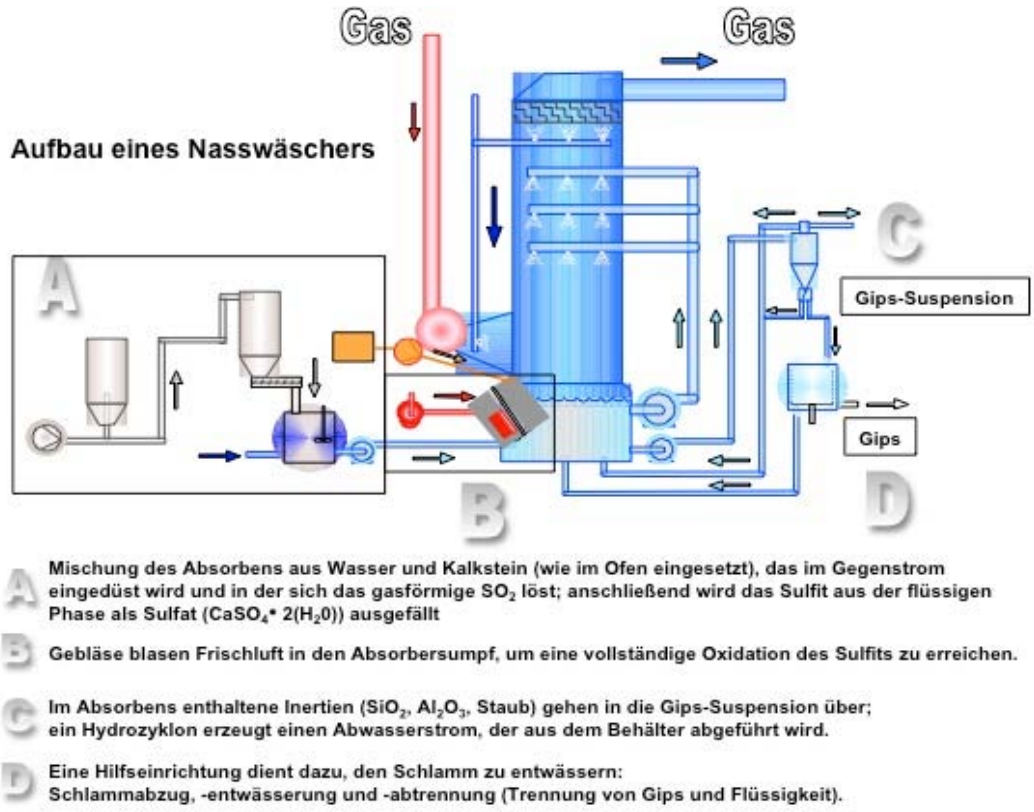

Abbildung 1.69: Grundlegende Betriebsweise eines Nasswäschers
[91, CEMBUREAU, 2006]

Im Vergleich zur Trockensorption ist das Potenzial zur Staubbildung bei einem nassen Prozess viel geringer; zudem werden natürliche Gipsressourcen bewahrt. Die einzige installierte Trockensorption mit zirkulierender Wirbelschicht in Untervaz (Schweiz) wurde im Jahr 2003 aus ökonomischen – und weniger aus technischen – Gründen außer Betrieb genommen. Im Allgemeinen ist es nicht erstrebenswert, im Zementherstellungsprozesses oder der Abgasreinigung nicht nutzbaren Staub zu erzeugen. Bei nassen Entschwefelungsverfahren wird $CaSO_4 \cdot 2\ H_2O$ gebildet – welches als Ersatz für natürlichen Gips verwendbar ist und daher als Regulierungsmittel in den Zement eingebunden wird. Bei trockenen/quasitrockenen Entschwefelungsverfahren fällt eine große Menge des Reaktionsproduktes $CaSO_3 \cdot ½\ H_2O$ an, welches schädlich für die Zementqualität ist; die Einbindemöglichkeiten in den Zement sind daher begrenzt. Der größte Anteil des Trockensorptionsproduktes muss daher entweder in den Ofen zurückgeführt oder entsorgt werden.

Medienübergreifende Effekte
Erhöhter Energieverbrauch.
Erhöhter Anfall von Abfällen aus der Rauchgasentschwefelung (REA). Wenn Wartungsarbeiten durchgeführt werden, kann zusätzlicher Abfall entstehen.
Erhöhte CO_2 Emissionen (siehe die oben stehende chemische Reaktionsgleichung, die zeigt, dass beim Nasswaschverfahren CO_2 freigesetzt wird).
Erhöhter Wasserverbrauch.
Emissionen ins Wasser und erhöhtes Risiko einer Wasserverschmutzung.
Erhöhte Betriebskosten.
Austausch von natürlichem Gips durch künstlichen Gips.[18]

Betriebsdaten
Die erreichte SO_2-Minderung kann mehr als 95 % betragen. Cementa AB in Schweden betreibt einen Vorwärmerofen mit einer Ofenkapazität von 5800 Tonnen Klinker/Tag und hat SO_2-Ausgangskonzentrationen im Abgas von 800 – 1000 mg/Nm^3, woraus Werte von <10 mg/Nm^3 resultieren. Castle Cement in Großbritannien betreibt einen Vorwärmerofen mit einer Ofenkapazität von 2500 Tonnen Klinker/Tag und hat SO_2-

[18] Anm. der Übersetzer: Dies wäre nach unserem Verständnis den Umweltentlastungseffekten des Verfahrens zuzuordnen, nicht den unter dieser Überschrift zu nennenden Nachteilen für andere Umweltmedien.

Ausgangskonzentrationen im Abgas von etwa 800 – 1400 mg/Nm^3 im Tagesmittel mit Spitzenwerten von zeitweise mehr als 2000 mg/Nm^3. Darüber hinaus wurden über die Jahre 2002 bis 2006 gemittelte SO_2-Emissionen von 207 mg/Nm³ berichtet. Die maximalen Tagesmittel haben wegen des hohen Schwefelgehalts im Rohmaterial zwischen 248 bis 296 mg/Nm³ geschwankt.

Anwendbarkeit
Nasswäscher können an alle Zementofentypen angepasst werden, um bei entsprechendem (ausreichendem) SO_2-Niveau Gips zu erzeugen.

Wirtschaftliche Aspekte
Im Jahr 2008 wurden die Investitionskosten für einen Nasswäscher im Werk von Castle Cement in Ribblesdale (Großbritannien) vom Lieferanten – unter Berücksichtigung der Inflation – mit etwa 23 Millionen EUR veranschlagt. Im Jahr 2000 wurden die Investitionskosten für einen Wäscher bei Castle Cement (einschließlich der Anlagenmodifikationen) mit 7 Millionen EUR angegeben; die Betriebskosten lagen bei etwa 0,9 EUR pro Tonne Klinker. Im Jahr 1998 lagen die Investitionskosten bei Cementa AB in Schweden bei etwa 10 Millionen EUR und die Betriebskosten bei etwa 0,5 EUR pro Tonne Klinker. Bei SO_2-Ausgangskonzentrationen von bis zu 3000 mg/Nm^3 und einer Ofenkapazität von 3000 Tonnen Klinker/Tag betrugen die Investitionskosten in den späten 1990er Jahren bei 6–10 Millionen EUR und die Betriebskosten bei 0,5 – 1 EUR pro Tonne Klinker. Des Weiteren lagen die Investitionskosten für einen Nasswäscher (SO_2-Emissionsminderung auf weniger als 200 mg/Nm^3) in einem österreichischen Zementwerk im Jahr 1998 bei 5,8 Millionen EUR und die jährlichen Betriebskosten bis zum Jahr 2008 bei 140.000 EUR. Im Jahr 2008 nannte die europäische Zementindustrie Investitionskosten von 6 – 30 Mio. EUR und Betriebskosten von 1 – 2 EUR pro Tonne Klinker.

Beispielhafte Kostenangaben nebst einer Reihe von Daten, die für eine Referenzanlage mit einer Kapazität von 1100 t/d kalkuliert wurden, sind **Tabelle 1-41** in Abschnitt **1.4.8.3** zu entnehmen.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Cementa AB (Schweden), Castle Cement (Großbritannien), Werk Retznei (Lafarge, Österreich), Dunbar (Großbritannien), Trebovlje (Slowenien), Untervaz (Schweiz).
[8, CEMBUREAU, 2001], [9, CEMBUREAU, 1997 November], [10, Cementa AB/Hagström, 1994], [11, Coulburn, 2001], [24, Junker, 2001], [81, Castle Cement UK, 2006], [86, EURITS, 2006], [92, Austria, 2006], [103, CEMBUREAU, 2006], [114, Sweden, 2006], [132, CEMBUREAU/Federhen, 2007], [168, TWG CLM, 2007], [175, Lafarge, 2007], [182, TWG CLM, 2008], [183, Szednyj/Schindler, 2005]

1.4.5.2.3 Aktivkohle

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Schadstoffe, wie SO_2, organische Verbindungen, Metalle, NH_3, NH_4-Verbindungen, HCl, HF und Reststaub (nach einem Elektrofilter oder Gewebefilter) können aus dem Abgas durch Adsorption an Aktivkohle entfernt werden. Der Einsatz der Aktivkohle erfolgt im Eindüseverfahren oder in Form einer Schüttschicht mit modularen Trennwänden. Der modulare Aufbau erlaubt es, die Filtergrößen an verschiedene Gasdurchsätze und die Ofenkapazität anzupassen. Der verbrauchte Aktivkoks wird zu einem separaten Silo gefördert und durch frisches Adsorptionsmittel ersetzt. Bei Einsatz des gesättigten Kokses als Brennstoff im Ofen werden die eingeschlossenen Stoffe in das System zurückgeführt und weitgehend in den Zementklinker eingebunden.

Medienübergreifende Effekte
Die beim Aktivkohleeinsatz anfallenden Abfälle sind als gefährliche Abfälle zu handhaben.

Betriebsdaten
Der einzige Aktivkohlefilter, der nach wie vor in der europäischen Zementindustrie existiert, wird in einem Zementwerk in Siggenthal (Schweiz) betrieben. Der Ofen in Siggenthal ist ein vierstufiger Zyklonvorwärmerofen mit einer Kapazität von 2000 Tonnen/Tag. Messungen haben hohe Abscheideleistungen für SO_2, Metalle und PCDD/F aufgezeigt. Während eines 100-tägigen Versuchdurchlaufs schwankten die SO_2-Konzentrationen am Filtereingang zwischen 50 und 600 mg/Nm^3, wohingegen die Austrittskonzentrationen immer deutlich unter 50 mg/Nm^3 lagen. Die Staubkonzentrationen nahmen von 30 mg/Nm^3 auf deutlich unter 10 mg/Nm^3 ab.

Anwendbarkeit
Ein Aktivkohlefilter kann an alle trockenen Ofensysteme angepasst werden. Abfälle wie mit PCDD/F und anderen Schadstoffen, z. B. Quecksilber, beladene Aktivkohle, sind als gefährliche Abfälle zu handhaben. Für diese Prozesse ist die Überwachung und Regelung der Temperatur und des CO-Gehalts besonders wichtig, um Brände im Koksfilter zu vermeiden.

Wirtschaftliche Aspekte
Das System in Siggenthal beinhaltet auch die SNCR-Technik. Die gesamten Investitionskosten von ungefähr 15 Millionen EUR im Jahr 1999 wurden zu mehr als 30% von der Stadt Zürich finanziert. Die Investition in dieses Minderungsverfahren wurde vorgenommen, um dem Zementwerk den Einsatz von ausgegorenem Klärschlamm als Brennstoff zu ermöglichen.

Die Betriebskosten können ansteigen.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Siggenthal, Schweiz
[9, CEMBUREAU, 1997 November], [10, Cementa AB/Hagström, 1994], [12, Netherlands, 1997], [86, EURITS, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.5.3 Minderung der Kohlenmonoxid(CO)-Emissionen und von CO-Trips

Beschreibung
Das Ofen-/Rohmühlenabgas enthält neben anderen Bestandteilen wie CO_2, N_2, Wasserdampf und Sauerstoff sowie – in geringerem Umfang – NO und SO_x, in geringerem Maße auch CO.

Sofern möglich, reduziert die Auswahl von Rohmaterialien mit einem niedrigen Gehalt an organischen Stoffen auch die Emissionen von CO. Wenn die Kohlenmonoxidemissionen (CO) aus einer unvollständigen Verbrennung resultieren, bedeutet dies generell einen geringen Wirkungsgrad. Darum ist der Betreiber bestrebt, die CO-Emissionen seiner Öfen zu begrenzen. Verbesserungen in der Verbrennung, wie Optimierung der Qualität der zugeführten Brennstoffe, der Brennereigenschaften und –konfiguration, des Ofenkonzepts, der Verbrennungstemperatur und der Verweilzeit, können die CO-Emissionen reduzieren.

Darüber hinaus mindern alle Maßnahmen/Techniken, die den Brennstoffenergieverbrauch reduzieren, auch die CO_2-Emissionen. Sofern möglich, reduziert die Wahl von Rohmaterialien mit einem niedrigen Gehalt an organischen Stoffen und Brennstoffen mit einem niedrigen Verhältnis von Kohlenstoffgehalt und Heizwert auch die CO_2-Emissionen.

CO-Trips
Bedingt durch CO-Trips können an Elektrofiltern und in beschränktem Maße an Hybridfiltern erhöhte Staubemissionen auftreten,da Elektrofilter bei erhöhten CO-Werten im Abgas aus Sicherheitsgründen abgeschaltet werden müssen.

Um die Ausfallzeit des Elektrofilters zu reduzieren, ist ein systematischer schrittweiser Ansatz erforderlich:

- Ziele festlegen und die Situation hinsichtlich der wichtigsten Einflussfaktoren auf CO-Trips bewerten, z. B. der folgenden Auslöser von CO-Trips:
  - Betriebsstörungen
  - hohes Niveau des Hintergrund-CO aufgrund eines hohen Gehalts an organischen Stoffen im Rohmaterial
  - Störungen der Brennstoffzufuhr
  - Störungen des Verbrennungsprozesses
- Aktuelle und optimale Situation vergleichen und bewerten, Identifizierung des Optimierungspotenzials und Prioritätensetzung – Fehlstellenanalyse
- Optimierung des Prozesses und der Analysen-/Messvorrichtung, um deren Verfügbarkeit, Zuverlässigkeit und Reaktionsschnelligkeit sicherzustellen und Gegenmaßnahmen zu optimieren

Darüber hinaus werden die folgenden Informationen benötigt, um sämtliche Ursachen zu identifizieren und Gegenmaßnahmen zu adressieren:

- Informationen über Betriebssicherheit, Verfügbarkeit und dynamisches Verhalten der Analysetechnik
- statistische Informationen zur CO-Entwicklung
- Informationen über die eingesetzten Brennstoffe, die Brennstoffzufuhr und den Prozess.

Brennstoffaufgabesysteme, die konzipiert wurden, um Brennstoffschübe in das Ofensystem hinein zu vermeiden und so einen stabilen Betrieb des Verbrennungssystems aufrechtzuerhalten, können CO-Trips vermindern.

Um das CO-Niveau eines Zementofens zu kontrollieren, wird der CO-Gehalt im Abgas durch eine kontinuierliche Messeinrichtung überwacht. Diese Maßnahme/Technik muss sowohl hinsichtlich der Reaktionszeit als auch des Abschaltvorgangs optimiert werden und ordnungsgemäß gewartet werden. Das ideale CO-Überwachungssystem hat eine kurze Reaktionszeit und sollte sich nah an der CO-Quelle befinden, beispielsweise am Gasaustritt des Vorwärmerturms oder – im Falle von Öfen nach dem Nassverfahren – am Ofeneinlauf. Weiterhin muss eine Totzeitanalyse des ganzen Systems – einschließlich der durch das Rohrvolumen bedingten Verweilzeit – durchgeführt werden. Idealerweise wird die Zeitverzögerung, in der die CO-Gasprobe von der Absaugstelle zum Analysator gelangt, im Bereich von 20 – 30 Sekunden liegen (Zeitverzögerung der Analyse). Zusammen mit der zusätzlichen Zeitverzögerung von 10 – 30 Sekunden für die Reaktion der Analyseeinrichtung ergibt sich die maximale Gesamttotzeit, innerhalb derer etwa 85 % des Maximalwerts[19] erreicht werden. Die Gesamttotzeit ist entscheidend für die Schwellenwerte, bei denen gehandelt werden muss – nicht zu früh und nicht zu spät. Je detaillierter die Analyse des CO-Anstiegs erfolgt, desto präziser kann vorhergesagt werden, wann das Hochspannungssystem des Elektrofilters abgeschaltet werden muss und wann es wieder vollständig in Betrieb genommen werden kann – also bestimmt werden, wann der CO-Trip den kritischen Bereich verlassen hat.

Die Zeitverzögerung der CO-Überwachung kann durch einen erhöhten Probendurchsatz, ein Verkürzen der Distanz zwischen Probenahmestelle und Analysator, ein reduziertes Volumen in der Analysevorrichtung und ein schnelles elektronisches Meldesignal reduziert werden. Schnelle In-situ-Systeme mit Reaktionszeiten von < 3 Sekunden sind verfügbar, aber sie sind für hoch staubbeladene Gase nur beschränkt geeignet. Im Allgemeinen ist ein striktes Wartungs- und Kalibrierungsregime erforderlich. Dennoch müssen der Messbereich und die Komponenten des Analysators den kritische Grenzen von bis zu 5 % für CO und 3 % für CH_4 gerecht werden.

Wenn der CO-Trip nicht unterdrückt werden kann, erfordert jede Zündquelle, insbesondere die Hochspannungseinrichtung des Elektrofilters, besondere Aufmerksamkeit. Die Abschaltung der Hochspannungseinrichtung als solches kann nurdie letzte Rettung sein und ist unerwünscht. Andere potenzielle Zündquellen können durch Festkörper/Festkörper-Reibung verursachte statische Aufladungen oder Ventilatoren sein, womit bei jeder Entstaubungsanlage zu rechnen ist. Im Allgemeinen liegt die kritische Grenze bei >8 % CO oder – CH_4 – in Gegenwart von >6 % O_2. In der Realität gelangt der CO-Trip schnell durch den Gaszug und wird den für eine Zündquelle kritischen Bereich erreichen, bevor das Analysesystem in der Lage ist, Alarm

[19] Anm. der Übersetzer: Leider ist der englischen Fassung weder zu entnehmen, auf welchen „Maximalwert“ hier Bezug genommen wird, noch, wie wahrscheinlich es ist, dass nur die genannten 85 % (und nicht 100%) des Maximalwerts während der Gesamttotzeit erreicht werden.

auszulösen. Daher muss die Schwelle des Einschreitens deutlich niedriger als das theoretische Niveau sein. Sie ist ferner von den Konzentrationen an CH_4- und H_2 abhängig, insbesondere dann, wenn Erdgas als Brennstoff eingesetzt wird.

Störungen treten überwiegend während der Inbetriebnahmephase auf. Für einen sicheren Betrieb muss der Gasanalysator zum Schutz des Elektrofilters während aller Betriebsphasen eingeschaltet sein. Anlagenstillstände können durch ein in Betrieb befindliches Reservesystem reduziert werden.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Reduzierung des Explosionsrisikos, der CO-Trips, CO- und Staubemissionen.

Medienübergreifende Effekte
Infolge der CO-Trips können erhöhte Staubemissionen auftreten.[20]

Betriebsdaten
Im Abgas werden CO-Konzentrationen von bis zu 0,1 % vorgefunden; zusätzliches CO kann aus dem Kohlenstoff in den Rohmaterialien resultieren.

Aus kontinuierlichen Messungen wurden CO-Emissionen zwischen 200 and 2200 mg/Nm^3 (Jahresmittelwert) berichtet (siehe Figure 1.34 in Abschnitt 1.3.4.4.2).

CO-Trips können innerhalb von wenigen Minuten oder sogar Sekunden entstehen und schnell den Schwellenwert für die Betriebsunterbrechung erreichen (siehe Abschnitte 1.3.4.1.1 und 1.4.4.3.1). Die Häufigkeit von CO-Trips kann minimiert werden. Es wurden Beispiele mit Gesamtdauern zwischen 1 – 29 Minuten pro Jahr beziehungsweise <0,001 – 0,009 % des gesamten Ofenbetriebes berichtet (siehe Abschnitt 1.3.4.1.1) [158, Germany, 2007].

Ein Beispiel für primäre Maßnahmen/Techniken, die eingesetzt werden können, um CO-Trips in Elektrofiltern zu vermeiden, ist in Tabelle 1-38 beschrieben. Das übliche stufenweise Vorgehen sieht zunächst eine Reduzierung der Brennstoffzufuhr und des Spannungsniveaus vor. In der nächsten Stufe erfolgt eine vollständige Einstellung der Brennstoffzufuhr und eine automatische Abschaltung der Hochspannungstransformatoren. Danach muss das System durch den Weiterbetrieb der Ventilatoren gespült werden. Die notwendige Spülzeit kann auf die gleiche Art und Weise wie die Zeitverzögerung bestimmt werden.

Primärmaßnahmen/-techniken zur Vorsorge hinsichtlich CO-Trips		
Messpunkt	**CO-Level (%)**	**Maßnahme**
Im Vorwärmerturm	0.5	Alarm, Abschaltung des Feuerungssystems am Kalzinator/Ofeneinlauf
	1.2	Abschaltung der Hauptfeuerung
	2.5	Abschaltung der Hochspannung am Elektrofilter
Nach einem Vorwärmerturm	0.5	Alarm, Abschaltung des Feuerungssystems am Kalzinator/Ofeneinlauf
	0.8	Abschaltung der Hauptfeuerung
	1.5	Abschaltung der Hochspannung am Elektrofilter
	0.5	Wiederinbetriebnahme der Hochspannungseinrichtung am Elektrofilter

Tabelle 1-38: Beispiele für Primärmaßnahmen zur Vorsorge hinsichtlich CO-Trips bei Elektrofiltern [60, VDI 2094 Germany, 2003], [83, CEMBUREAU, 2006]

Anwendbarkeit
Maßnahmen/Techniken zur Minderung von CO-Trips sind bei allen Ofentypen anwendbar.

Bei Einsatz einer automatischen CO-Überwachungseinrichtung zur kontinuierlichen Überwachung des Abgases von Öfen mit sekundärer Feuerung kann die Betriebssicherheit der Filter zusätzlich durch eine sequenzielle Abschaltung der Feuerungssysteme während eines CO-Trips sichergestellt werden.

[20] Anm. der Übersetzer: Erhöhte Staubemissionen treten auf, soweit CO-Trips nicht gemindert werden bzw. nicht vermieden werden können. Die Vermeidung dieser Emissionen durch die beschriebene Maßnahme/Technik ist also eine Umweltentlastung (so wie dies auch weiter oben zutreffend beschrieben wird) und kein an dieser Stelle zu nennender Nachteil der Minderung von CO-Trips für andere Umweltmedien

Der Einsatz verschiedener, hauptsächlich fester Brennstoffe kann zu einem instabilen Betrieb des Verbrennungssystems führen und CO Trips verursachen. Die Brennstoffzuführungen sollten so gestaltet werden, dass Brennstoffschübe in das Ofensystem zu jeder Zeit vermieden werden. Die Fördereigenschaften fester Brennstoffe sind insofern ein besonders kritischer Faktor und müssen sorgfältig kontrolliert werden, um Betriebsstörungen oder Blockaden in den Brennstoffaufbereitungs- und -aufgabeeinrichtungen zu vermeiden.

Gewebefilter
Bei Gewebefiltern, die in überkritischen Atmosphären betrieben werden, können auch Probleme auftreten. Folglich sollte das CO-Niveau während des Betriebs auch hier so niedrig wie möglich gehalten werden. Ebenso wie bei Elektrofiltern können zusätzliche brennbare Gaskomponenten wie CH_4 und H_2 das kritische Niveau absenken. So wird die kritische CO-Konzentration z. B. bei Vorhandensein von 2 % Wasserstoff auf etwa 5 % abgesenkt.

Bei Gewebefiltern können typische potenzielle Zündquellen die durch Reibung künstlicher Fasern verursachten statischen Aufladungen oder im Falle von Hybridfiltern (Kombination eines Elektrofilters mit einem Gewebefilter) die akkumulierten Aufladungen der Filterschläuche sein. Um Unterbrechungen zu vermeiden, insbesondere bei Kohlemühlen, werden die Filterschläuche mit einem rostfreien Stahlfasergewebe oder einer leitenden Oberfläche ausgestattet und am Filtergehäuse geerdet. In ähnlicher Weise wird für Hybridentstauber eine Erdung der Stützkorbe für die Filterschläuche am Filtergehäuse empfohlen. Wie bei einem Elektrofilter muss das CO herausgespült werden. An Kohlemühlen wird das Spülen bevorzugt mit einem inerten Gas, wie Ofengas, CO_2 oder N_2, durchgeführt.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Daten vor.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
Leitfaden zur Begrenzung von CO-Trips (siehe Abschnitt 4.2.6) [83, CEMBUREAU, 2006]
[60, VDI 2094 Germany, 2003], [158, Germany, 2007], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.5.4 Minderung der Emissionen an Gesamtkohlenstoff (organisch) (TOC)

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Unter normalen Umständen sind die Emissionen an flüchtigen organischen Verbindungen (VOCs) üblicherweise gering, sie können aber durch die Gehalte an flüchtigen organischen Verbindungen im Rohmaterial, welches in der Anlage eingesetzt wird, ansteigen. Natürliche oder Rohmaterialien aus Abfall mit einem hohen Gehalt an flüchtigen organischen Verbindungen sollten, wenn die Wahlmöglichkeit besteht, dem Ofen nicht über den Rohmehlpfad zugeführt werden. Brennstoffe mit einem hohen Halogengehalt sollten nicht zur Sekundärfeuerung eingesetzt werden.

Wenn erhöhte Konzentrationen an VOCs auftreten, kann – wie in anderen Sektoren – die Adsorption an Aktivkohle in Betracht gezogen werden.

Medienübergreifende Effekte
Kein Thema.

Betriebsdaten
Die von europäischen Zementöfen berichteten TOC-Emissionen liegen im Bereich von 1 bis 40 mg/Nm^3 (Jahresmittelwerte). Sie können je nach Rohmaterialeigenschaften höher sein (siehe Abschnitt 1.3.4.5).

Wenn Abfälle mitverbrannt werden, müssen die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden [59, European Commission, 2000].

Anwendbarkeit
Diese Maßnahmen/Techniken sind grundsätzlich an Zementöfen anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Daten vor.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[9, CEMBUREAU, 1997 November], [59, European Commission, 2000], [76, Germany, 2006], [97, CEMBUREAU, 2007], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.5.5 Minderung von Chlorwasserstoff (HCl) und Fluorwasserstoff (HF)

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Die Verwendung von Rohmaterialien und Brennstoffen mit niedrigen Gehalten an Chlor und Fluor kann die Chlor- und Fluoremissionen reduzieren (siehe auch Abschnitte 1.4.3.2 und 1.4.3.3). Darüber hinaus können die HCl- und HF-Emissionen auch durch die Eindüsung von Absorptionsmitteln oder den Einsatz einer Abgaswäsche beeinflusst werden.

Chlorverbindungen kondensieren am Brenngut oder am Ofenstaub bei Temperaturen zwischen 700 und 900 °C. Sie neigen zur Kreislaufbildung und können sich so im Bereich zwischen Drehrohrofen und Vorwärmer anreichern. Die Verwendung eines Bypasses am Ofeneinlauf erlaubt eine wirksame Minderung der Alkalichloridkreisläufe. Darüber hinaus führt der Einsatz von Rohmaterialien und Brennstoffen mit niedrigem Chlorgehalt zu einer geringen Zirkulation von Chlor und kann die Anreicherungskreisläufe minimieren, die aus der internen Zirkulation zwischen Ofen und Vorwärmer resultieren.

90 bis 95 % des in Drehrohröfen vorhandenen Fluors wird in den Klinker eingebunden; der Rest wird mit Staub zu Kalziumfluorid (CaF_2) gebunden, das unter den Bedingungen des Brennprozesses stabil ist.

Medienübergreifende Effekte
Die Verwendung eines Bypasssystems (Entnahme von heißem Rohmaterial und heißem Gas) führt zu einem höheren spezifischen Energieverbrauch (siehe Abschnitt 1.4.2.1.4) und zu einem größeren Aufkommen an zu entsorgenden Abfällen.

Betriebsdaten
Als beste Emissionswerte für HCl wurden Werte zwischen 0 and 8 mg/Nm^3 (Jahresmittelwerte) berichtet, die jedoch vom Chlorgehalt in den Rohmaterialien und Brennstoffen abhängig waren (siehe Abschnitt 1.3.4.8.1).

Die besten Emissionswerte für HF aus Zementöfen liegen bei unter 0,6 mg/Nm^3 (Jahresmittelwert), angegeben als HF (siehe auch Abschnitt 1.3.4.8.2).

Wenn Abfälle mitverbrannt werden, müssen die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden [59, European Commission, 2000].

Anwendbarkeit
Diese Maßnahmen/Techniken sind grundsätzlich in der Zementindustrie anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Daten vor.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[59, European Commission, 2000], [76, Germany, 2006], [97, CEMBUREAU, 2007], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.6 Minderung der Emissionen an polychlorierten Dibenzo-p-Dioxinen (PCDD) und polychlorierten Dibenzo-Furanen (PCDF)

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Zementöfen setzen üblicherweise sehr geringe Konzentrationen an PCDD/F-Emissionen frei; dennoch können allgemeine primäre Maßnahmen/Techniken angewendet werden, um sie zu reduzieren, z. B.:

- ein reibungsloser und stabiler Ofenprozess, nahe an den Prozessparameter-Sollwerten, ist sowohl für alle Ofenemissionen als auch den Energieeinsatz vorteilhaft. Dies kann erreicht werden durch Anwenden von:
  - Optimierung der Prozessüberwachung einschließlich eines computerbasierten automatischen Steuerungssystems
  - Einsatz von modernen Brennstoffaufgabesystemen
- Reduzierung des Brennstoffenergieinsatzes durch:
  - Vorwärmen und Vorkalzinieren, unter Beachtung der vorhandenen Ofensystemkonfiguration
- sorgfältige Auswahl und Kontrolle von Stoffen, die in den Ofen gegeben werden
  - Auswahl und Verwendung homogener Rohmaterialien und Brennstoffe mit einem geringen Gehalt an Schwefel, Stickstoff, Chlor, Metallen und flüchtigen organischen Verbindungen, wenn realisierbar.

Um die Möglichkeit einer PCDD/F-Neubildung zu minimieren, sind die folgenden primären Maßnahmen/Techniken als die besonders wichtigen zu beachten:

- schnelles Abkühlen der Ofenabgase auf unter 200 °C in langen Öfen nach dem Nassverfahren und langen Öfen nach dem Trockenverfahren ohne Vorwärmung. In modernen Vorwärmer- und Kalzinatoröfen ist dieses Merkmal schon inhärent.
- Begrenzung oder Vermeidung des Einsatzes von Abfall als Rohmaterial, wenn er organische chlorierte Materialien enthält
- kein Einsatz von Abfällen beim Anfahren und Abfahren
- Überwachung und Stabilisierung kritischer Prozessparameter, z. B. homogene Rohmaterial- und Brennstoffzugabe, gleichmäßige Dosierung und Sauerstoffüberschuss [86, EURITS, 2006], [88, SINTEF, 2006]
- Brennstoffe mit einem hohen Halogengehalt sollten nicht in einer Sekundärfeuerung eingesetzt werden.

Allerdings kann, wenn erhöhte Konzentrationen an PCDD/PCDFs auftreten, wie in anderen Sektoren, die Adsorption an Aktivkohle in Betracht gezogen werden.

Medienübergreifende Effekte
Der Einsatz von Abgasquencheinrichtungen, die aus einem Wassereinspritzsystem im Abgasrohr bestehen, kann einen Einfluss auf die Energieeffizienz haben.

Betriebsdaten
Die meisten Zementöfen können ein Emissionsniveau von 0,1 ng I-TEQ/Nm^3 einhalten, wenn primäre Maßnahmen/Techniken angewendet werden [88, SINTEF, 2006]. Einzelmessungen im Jahr 2004 zeigten, dass eine Vielzahl von Öfen in den Ländern der EU-27 und EU-23+ bei Anwendung primärer Maßnahmen/Techniken Emissionsniveaus zwischen <0,03 und 0,05 ng I-TEQ/Nm^3 erreichen (siehe Figure 1.39 in Abschnitt 1.3.4.6). Darüber hinaus werden von vielen Zementwerken Emissionslevel von <0.03 ng I-TEQ/Nm^3 im Jahresmittel erreicht (siehe Figure 1.38 in Abschnitt 1.3.4.6).

Anwendbarkeit
Diese Maßnahmen/Techniken sind grundsätzlich an Zementöfen anwendbar. In nassen Öfen kann die Überwachung der Betriebsbedingungen hinter dem Ofen die PCDD/F-Emissionen reduzieren.

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Daten vor.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[86, EURITS, 2006], [88, SINTEF, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.7 Minderung der Metallemissionen

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Die Zugabe von Materialien mit einem hohen Gehalt an flüchtigen Metallen in das Ofensystem sollte vermieden werden. Der Einsatz von Materialien mit einem hohen Gehalt an flüchtigen Metallen, wie Hg und Tl, sollte besonders überwacht werden, weil sie zu höheren Emissionen führen werden, wohingegen andere Metalle im Klinker und im Staub wiedergefunden werden. Die sorgfältige Auswahl und die garantierten Eigenschaften von Stoffen, die in den Ofen gelangen, können die Emissionen reduzieren, z. B. durch Anwenden eines Qualitätssicherungssystems, um die Eigenschaften der eingesetzten Abfallstoffe zu garantieren (siehe Abschnitte 1.4.3.2 und 1.4.3.3).

Die Anreicherung von Metallen, insbesondere Thallium, in den internen und externen Kreisläufen eines Zementofensystems führt mit zunehmender Ofenbetriebszeit zu einem Anstieg der Emissionen. Dies kann durch teilweises oder komplettes Unterbrechen dieser Kreisläufe reduziert werden. Allerdings bedeutet die enge Verbindung zwischen internen und externen Kreisläufen, dass es ausreichend ist, nur den externen Kreislauf zu unterbrechen. Dies kann durch Verwerfen des im Staubabscheider gesammelten Staubs geschehen, anstatt ihn ins Rohmehl zurückzuführen. Wenn seine chemische Zusammensetzung geeignet ist, kann dieser verworfene Zementofenstaub direkt in der Zementmahlstufe beigemengt werden. [27, University of Karlsruhe, 1996].

Da die emittierten Metalle (mit Ausnahme eines Teils des Quecksilbers) weitgehend an den Staub gebunden sind, beinhalten Minderungsstrategien für Staub auch Minderungen der Metalle. Eine wirksame Entstaubung reduziert Staubemissionen. Eine Möglichkeit, Quecksilberemissionen zu mindern, ist die Abgastemperatur zu senken. Nichtflüchtige Elemente verbleiben im Prozess und verlassen den Ofen als Bestandteil des Zementklinkers. Wenn hohe Konzentrationen flüchtiger Metalle (insbesondere Quecksilber) entstehen, muss der Gehalt an flüchtigen Metallen in den Einsatzstoffen minimiert werden und es kann notwendig sein, den Eintrag dieser Stoffe in das Ofensystem zu begrenzen. (siehe Abschnitte 1.3.4.13, 1.4.3.2 und 1.4.3.3).

Darüber hinaus ist die Absorption an Aktivkohle eine Option. Semiflüchtige Metalle kondensieren als feiner Dunst und werden zurückgehalten, allerdings mit einer geringeren Abscheideleistung als für nicht-flüchtige Metalle. Wenn nicht-flüchtige Metalle in das Ofensystem gelangen, werden sie weitgehend in den Klinker eingebunden. (siehe Abschnitt 1.3.4.7).

Medienübergreifende Effekte
Eine wirksame Staubabscheidung reduziert auch die Metallemissionen.

Betriebsdaten und Anwendbarkeit
Bei Eindüsung von pulverisierter Aktivkohle, wird das Quecksilber von der Aktivkohle adsorbiert. Eine Abscheideleistung für Quecksilber (metallisch und ionisch) um 85 und 95 % herum wurde für diese Maßnahme/Technik berichtet. Dies ergibt Hg-Emissionen von 0,01 – 0,03 mg/Nm^3. Allerdings gibt es kein industrielles Referenzverfahren für diese Maßnahme/Technik.

Im stationären Aktivkohle- oder Aktivkoksfilter erfolgt die Adsorption von Quecksilber zusammen mit PCDD/Fs am Aktivkohlefiltermedium, einer Schüttschicht mit modularen Trennwänden. Der Einsatz dieser Maßnahme/Technik führt zu Hg-Emissionen unter 0,03 mg/Nm^3. Der Filter muss regelmäßig ausgetauscht werden, wenn er gesättigt ist. Abfälle, wie verwendete Aktivkohle mit PCDD/Fs und anderen Schadstoffen, wie Quecksilber, ist gefährlicher Abfall und muss als solcher gehandhabt werden [86, EURITS, 2006].

Allerdings ist in den Ländern der EU-23+ nur ein Aktivkohle im Einsatz, welcher sich in Siggenthal in der Schweiz befindet (siehe Abschnitt 1.4.5.2.3).

Darüber hinaus werden, wie in Figure 1.46 (Einzelmessungen) und Figure 1.47 (Jahresmittelwerte, siehe Abschnitt 1.3.4.7.1) dargestellt, Quecksilberemissionen zwischen <0,01 – 0,05 mg/Nm³ auch ohne die Eindüsung von Aktivkohle erreicht.

Wenn Abfälle mitverbrannt werden, müssen die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden [59, European Commission, 2000].

Wirtschaftliche Aspekte
Ein notwendiges Qualitätssicherungssystem, um die Eigenschaften der Materialien, die in den Ofen gegeben werden, zu garantieren, kann zu zusätzlichen Kosten führen.

Eine wirksame Entstaubung kann hohe Kosten für Aktivkohlefilter vermeiden.

Für die Anlage in Siggenthal in der Schweiz hat die Stadt Zürich etwa 30 % der Gesamtinvestitionskosten von ungefähr 15 Millionen EUR bereitgestellt.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen
Siggenthal, Schweiz

Referenzliteratur
[27, University of Karlsruhe, 1996], [59, European Commission, 2000], [86, EURITS, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.8 Beispielhafte Kostenangaben für verschiedene Abgasreinigungstechniken und mögliche primäre Maßnahmen zur Emissionsminderung

1.4.8.1 Beispielhafte Kostenangaben für Staubminderungsmaßnahmen/-techniken

Tabelle 1-39 zeigt beispielhafte Kostenkalkulationen für Staubminderungsmaßnahmen/-techniken. Verschiedene Staubminderungsmaßnahmen/-techniken wurden für die Untersuchung berücksichtigt, z. B. Elektrofilter und Gewebefilter. Die variablen Betriebskosten schließen die Kosten für Strom, Lohn und Staubentsorgung ein und sind in dieser Tabelle separat ausgewiesen. Darüber hinaus sind in Abschnitt 1.4.4.3.2, wo in Tabelle 1-32 die technischen Anwendungen von Fasern dargestellt werden, die wichtigsten Kennmerkmale verschiedener Gewebefilter zusammen mit Kostensätzen angegeben. Die Informationen in Tabelle 1-32 wurden für das Jahr 2003 zusammengestellt und auf Basis der lokalen Fixkosten für Energie und Personal berechnet. Es sei darauf hingewiesen, dass in Tabelle 1-32 die Kosten für den Austausch der Filtermedien in den Gewebefiltern nicht mit eingerechnet wurden.

Investitionen und Kosten von Staubminderungsmaßnahmen/Techniken					
Parameter	**Einheit**	**Minderungsmaßnahme/-technik**			
		Elektrofilter		**Gewebefilter**	
Angabe der Referenzanlage		I[0)]	II	I[0)]	II
Kapazität	t Klinker/d	1100	3000	1100	3000
Standzeit	a	35		35	
Anlagenfaktor (Betriebsstunden pro Jahr)	h/a	7680		7680	
Investitionskosten	k EUR	1500	2100 – 4600[8)] 4500 – 6000[9)]	1750	2100 – 6800[10)] 4000 – 8000[11)]
Auf das Jahr bezogene Kapitalkosten					
Zinsfuß	%/100/a	4		4	
Nutzungsdauer der Minderungstechnik	a	10		10	
Gesamt	k EUR	184,94		215,76	
Gesamt	k EUR/t Klinker	5,25E-04		6,13E-04	
Feste Betriebskosten	%/a [2)]	4		4	
Gesamt	k EUR	60		70	
Gesamt	k EUR/ t Klinker	1,70E-04		1,99E-04	
Variable Betriebskosten	k EUR/ t Klinker	3,15E-04		3,77E-04	
Kosten pro t Klinker	k EUR/ t Klinker	1,01E-03		1,19E-03	
Kosten pro t geminderter Staub[3)]					
Emissionsfaktor vor Minderung	t PM/ t Klinker	0,13 56,520 mg/Nm^3		0,13 56,520 mg/Nm^3	
Emissionsfaktor nach Minderung[1)]	t PM/ t Klinker	0,000046 20 mg/Nm^3		0,000046 20 mg/Nm^3	
Gesamt	k EUR/ t geminderter Staub	0,008		0,009	
Betriebskosten (gesamt)	EUR/t Klinker		0,1 – 0,3		0,1 – 0,35
Bestimmung der variablen Betriebskosten					
Stromkosten[4)]					
Zusätzlicher Strombedarf (λ^e) [5)]	kWh/t Klinker	4,15 190 kW		5,24 240 kW	
Strompreis (c^e)	EUR/kWh	0,0569		0,0569	
Gesamt	k EUR/t Klinker	2,36E-04		2,98E-04	

Investitionen und Kosten von Staubminderungsmaßnahmen/Techniken					
Parameter	**Einheit**	**Minderungsmaßnahme/-technik**			
		Elektrofilter		**Gewebefilter**	
Lohnkosten[6)]					
Personalbedarf (λ^1)	Personenjahre/t Klinker	2,13E-06		2,13E-06	
Arbeitslöhne (c^1)	k EUR/Personenjahr	37,234		37,234	
Gesamt	k EUR/t Klinker	7,93E-05		7,93E-05	
Staubentsorgungskosten[7)]					
Gesamt	k EUR/t Klinker	0		0	
Variable Betriebskosten (gesamt)	k EUR/t Klinker	3,15E-04		3,66E-04	

k EUR = 1000 EUR
[0)] Daten aus dem Jahr 2000, Referenzzementanlage mit einer Kapazität von 1100 t/d, die den Durchschnitt in der EU-15 im Jahr 1995 repräsentiert
[1)] 10 % O_2 und trockenes Gas
[2)] der Investitionskosten
[3)] Verteilung 50 % auf Elektrofilter und 50 % auf Gewebefilter; Verwendung des Durchschnitts von Elektrofilter und Gewebefilter
[4)] Stromkosten = $\lambda^e \cdot c^e/10^3$ (k EUR/t)
[5)] Zusätzlicher Strombedarf = neuer Gesamtverbrauch – alter Gesamtverbrauch
[6)] Personalkosten = $\lambda^1 \cdot c^1$ (k EUR/t)
[7)] Staubentsorgungskosten = $\lambda^d \cdot c^d \cdot ef_{unbehandelt} \cdot \eta/10^3$ (k EUR/t)
$ef_{unbehandelt}$: Emissionsfaktor eines Schadstoffs vor der Minderungsmaßnahme (t Schadstoff/t)
λ^d: Bedarf für die Staubentsorgung (t/t abgeschiedener Schadstoff)
c^d: spezifische Kosten für die Entsorgung des Staubes (EUR/t)
η: Abscheidegrad (=1-$ef_{behandelt}/ef_{unbehandelt}$)
[8)] Daten aus dem Jahr 2000 , Investitionskosten für Konditionierturm und Filtergebläse (0,6 – 0.8 Millionen EUR) berücksichtigt
[9)] Daten aus dem Jahr 2006
[10)] Investitionskosten für Konditionierturm und Filtergebläse (0,6 – 0.8 Millionen EUR) berücksichtigt
[11)] Für einen Abscheidegrad von > 99,9 %, abhängig von der Art und der Anzahl der eingesetzten Filterschläuche

Tabelle 1-39: Beispielhafte Kostenangaben für Staubminderungsmaßnahmen/-techniken [9, CEMBUREAU, 1997 November], [76, Germany, 2006], [100, France, 2006], [102, France/DFIU/IFARE Karlsruhe, 2003], [103, CEMBUREAU, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

1.4.8.2 Beispielhafte Kostenangaben für NO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken

Tabelle 1-40 zeigt beispielhafte Kostenkalkulationen für NO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken einer Referenzzementanlage mit einer Kapazität, die den Durchschnitt in der EU-15 im Jahr 1995 (1100 t/d) repräsentiert, und für Beispielanlagen mit unterschiedlichen Kapazitäten. Die untersuchten NO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken sind SNCR, SCR und NO_x-Primärmaßnahmen/-techniken. Die variablen Betriebskosten schließen die Strom- und Lohnkosten ein; die Kosten des für die SNCR verwendeten Ammoniaks sind in dieser Tabelle separat ausgewiesen.

Darüber hinaus ist in Abschnitt 4.2.4.2, Table 4-26, ein Kostenvergleich der NO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken SNCR und SCR des deutschen Umweltbundesamtes (UBA) für ein deutsches Werk enthalten. Beides, Investitions- und Betriebskosten, wurden für verschiedene NO_x-Level, die erreicht wurden, d. h. 200 und 500 mg/Nm^3, kalkuliert. Wie in Table 4-26 dargestellt, sind die Betriebskosten für SNCR und SCR – inklusive der Kosten für den Austausch des Katalysators – bei einem NO_x-Zielwert von 500 mg/Nm^3annähernd dieselben, während die spezifischen Kosten für die SCR insgesamt 50 % höher als die für die SNCR sind. Bei einem NO_x-Zielwert von 200 mg/Nm^3scheint die SCR-Technik im Hinblick auf die Betriebskosten effizienter zu sein, aber die spezifischen Kosten insgesamt liegen immer noch in derselben Größenordnung wie für die SNCR-Technik [76, Germany, 2006].

Investitionen und Kosten von NO_x–Minderungsmaßnahmen/-techniken						
Parameter	**Einheit**	**Minderungsmaßnahme/-technik[1)]**				
		NO_x Primärmaßnahmen/-techniken[0)]	**Flammenkühlung[8)]**	**gestufte[7)] Verbrennung**	**SNCR[0)]**	**SCR**
Angabe der Referenzanlage						
Kapazität	t Klinker/d	1100	3000	3000	1100	1500[7)]
Kapazität	t Klinker/a	352000				
Standzeit	a	35			35	
Anlagenfaktor (Betriebsstunden pro Jahr)	h/a	7680			7680	
Investitionskosten	Millionen EUR	0,25	bis zu 0,2	0,1 – 2[8)] 1 – 4[9)] 15 – 20[10)]	0,6	
spezifische Investitionskosten	EUR/t Klinker				0,08 – 0,14[7)]	0,83 – 0,87[7)]
Auf das Jahr bezogene Kapitalkosten						
Zinsfuß	%/100/a	4			4	
Nutzungsdauer der Minderungstechnik	a	8			10	
Gesamt	k EUR	37,13			166,97	
Gesamt	k EUR/t Klinker	1,05E-04	bis zu 2,5E-04		4,74E-04	
Feste Betriebskosten	%/a [2)]	4			4	
Gesamt	k EUR	10			24	
Gesamt	k EUR/t Klinker	2,84E-05			6,82E-05	
Variable Betriebskosten	k EUR/t Klinker	2,64E-05			5,69E-04	
Kosten pro t Klinker	k EUR/t Klinker	1,60E-04			1,11E-03	
Kosten pro t gemindertem NOx[3)]	k EUR/t gemindertes NO_x				330 – 450[7)]	470 – 540[7)]
Emissionsfaktor vor Minderung[1)]	t NO_x/t Klinker	0,00322 1400 mg/Nm^3			0,002415 1050 mg/Nm^3	
Minderungsgrad[1)]	%	25			62	
Gesamt	k EUR/t gemindertes NO_x	0,2			0,74	
Kosten für den Austausch der **Katalysatoren**	EUR/t Klinker					0,10 – 0,13[7)]
Bestimmung der variablen Betriebskosten						
Stromkosten[3)]						
Zusätzlicher Strombedarf (λ^e) [4)]	kWh/t Klinker	0.44 20 kW			0.13 5,96 kW	
Strompreis (c^e)	EUR/kWh	0,0569			0,0569	
Gesamt	k EUR/t Klinker	2,48E-05			7,40E-06 0,03 – 0,06[7)]	0,10 – 0,11[7)]
Ammoniakkosten [6)]						
NH_3-Wasserlagerung	Millionen EUR					
$ef_{unbehandelt}$	t Schadstoff/t Klinker	-			0,002415	
NH_3/NO_x –Verhältnis (mol/mol) für emittiertes NO_x		-			1.5	
spezifischer NH_3-Bedarf (λ^s)	t/t geminderter Schadstoff	-			0,89	
NH_3-Preis (c^s)	EUR/t	-			0,26 – 0,64[7)] 400	0,13 – 0,26[7)]

Investitionen und Kosten von NO_x–Minderungsmaßnahmen/-techniken						
Parameter	**Einheit**	**Minderungsmaßnahme/-technik[1)]**				
		NO_x Primärmaßnahmen/-techniken[0)]	**Flammenkühlung[8)]**	**gestufte[7)] Verbrennung**	**SNCR[0)]**	**SCR**
Abscheidegrad (η)	%	-			62	
Gesamt	k EUR/t Klinker	-			5,36E-04	
Lohnkosten[5)]						
Personalbedarf (λ^1)	Personenjahre/ t Klinker	7,10E-07			7,10E-07	
Arbeitslöhne (c^1)	k EUR/ Personenjahr	37,234			37,234	
Gesamt	k EUR/t Klinker	2,64E-05			2,64E-05	
Variable Betriebskosten (gesamt)	k EUR/t	2,48E-05			5,69E-04 0,30 – 0,70[7)]	0,33 – 0,70[7)]
Gesamtkosten (Investition und Betrieb)	EUR/t Klinker				0,38 – 0,62[7)] 0,85[11)]	0,83 – 0,87[7)] 2,3[11)]

k EUR = 1000 EUR

[0)] Daten aus dem Jahr 2000, Referenzzementanlage mit einer Kapazität von 1100 t/d, die den Durchschnitt in der EU-15 im Jahr 1995 repräsentiert

[1)] 10 % O_2 und trockenes Gas

[2)] der Investitionskosten

[3)] Stromkosten = $\lambda^e \cdot c^e/10^3$ (k EUR/t)

[4)] Zusätzlicher Strombedarf = neuer Gesamtverbrauch – alter Gesamtverbrauch

[5)] Personalkosten = $\lambda^1 \cdot c^1$ (k EUR/t)

[6)] Ammoniakkosten[21] = $\lambda^s \cdot c^s \cdot ef_{unbehandelt} \cdot \eta/10^3$ (k EUR/t)
$ef_{unbehandelt}$: Emissionsfaktor eines Schadstoffs vor der Minderungsmaßnahme (t Schadstoff/t)
λ^s: spezifischer NH_3-Bedarf (t/t geminderter Schadstoff)
c^s: NH_3-Preis (EUR/t)
η: Abscheidegrad (=1-$ef_{behandelt}/ef_{unbehandelt}$)

[7)] Deutschland, hängt vom Niveau der NO_x-Minderung auf 500 oder 200 mg/Nm^3 ab

[8)] Ofen mit Kalzinator

[9)] Kalzinator und Tertiärluftleitung für den Umbau eines Vorwärmerofens mit Rostkühler (Kapazität: 3000 t/d) zu einem Ofen mit Vorkalzinator

[10)] Umbau eines Vorwärmerofens mit Satellitenkühler mit einer Kapazität von 3000 t/d in einen Ofen mit Kalzinator und Rostkühler

[11)] Österreich

Tabelle 1-40: Beispielhafte Kosten für NO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken [76, Germany, 2006], [85, CEMBUREAU, 2006], [100, France, 2006], [102, France/DFIU/IFARE Karlsruhe, 2003], [105, YARA, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

[21] Anm. d. Übersetzer: In der englischen Fassung sind die Variablen in der Tabellenfußnote 6 mit dem Index „d“ bezeichnet. Da sie in der Tabelle mit dem Index „s“ versehen sind, haben wir das in der Tabellenfußnote angepasst. Zudem wird in der englischen Fassung c^d (alias c^s) als „spezifische Kosten für die Entsorgung des Staubes (EUR/t)“ beschrieben. In der Tabelle steht c^d (alias c^s) korrekterweise für den Ammoniakpreis in EUR/t. Dies wurde bei der Übersetzung von Tabellenfußnote 6 angeglichen.

1.4.8.3 Beispielhafte Kostenangaben für SO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken

Tabelle 1-41 zeigt beispielhafte Kostenkalkulationen für SO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken für eine Referenzzementanlage mit einer Kapazität von 1100 t/d. Die untersuchten SO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken sind Absorptionsmitteleindüsung und/oder Nasswäscher. Die variablen Betriebskosten schließen die Strom- und Lohnkosten ein; die Kosten für die Abfallentsorgung und den Kalk sind in dieser Tabelle separat ausgewiesen.

Investitionen und Kosten von SO_x–Minderungsmaßnahmen/-techniken			
		Minderungsmaßnahme/-technik	
	Einheit	**Absorptionsmitteleindüsung[0)]**	**Nasswäscher 75 %[0)]**
Angabe der Referenzanlage			
Kapazität	t Klinker/d	1100	1100
Kapazität	t Klinker /a	352000	352000
Abgasvolumenstrom[1)]	Nm^3/h		105417
Standzeit	a	35	35
Anlagenfaktor (Betriebsstunden pro Jahr)	h/a	7680	7680
Investitionskosten	k EUR	200	5500
Auf das Jahr bezogene Kapitalkosten			
Zinsfuß	%/100/a	4	4
Nutzungsdauer der Minderungstechnik	a	10	10
Gesamt	k EUR	24,66	678,10
Gesamt	k EUR/ t Klinker	7,01E-05	1,93E-03
Feste Betriebskosten	%/a [2)]	4	4
Gesamt	k EUR	8	220
Gesamt	k EUR/ t Klinker	2,27E-05	6,25E-04
Variable Betriebskosten	k EUR/ t Klinker	6,98E-04	6,06E-04
Kosten pro t Klinker	k EUR/ t Klinker	7,91E-04	3,16E-03
Kosten pro t gemindertes SO_x	k EUR/t gemindertes SO_x		
Emissionsfaktor vor Minderung	t SO_x/ t Klinker	0,0023 1000 mg/Nm^3	0,00368 1600 mg/Nm^3
Minderungsgrad	%	60	75
Gesamt	k EUR/t gemindertes SO_x	0,573	1,144
Bestimmung der variablen Betriebskosten			
Stromkosten[3)]			
Zusätzlicher Strombedarf (λ^e) [4)]	kWh/t Klinker	1,53 70 kW	8,18 375 kW
Strompreis (c^e)	EUR/kWh	0,0569	0,0569
Gesamt	k EUR/t Klinker	8,69E-05	4,66E-04
Abfallentsorgungskosten			
schadstoffspezifischer Emissionsfaktor vor Minderung ($ef_{unbehandelt}$ [6)])	t Schadstoff/ t Klinker	0,0023	-
spezifisches Abfallaufkommen (λ^s)	t/t geminderter Schadstoff	0	-
Spezifische Abfallentsorgungskosten (c^s)	EUR/t		-
Abscheidegrad (η)	%	60	-
Gesamt	k EUR/ t Klinker	0	0
Kosten für Kalk/Kalkstein			
schadstoffspezifischer Emissionsfaktor vor Minderung ($ef_{unbehandelt}$ [6)])	t Schadstoff/ t Klinker	0,0023	0,00368
	Ca/S-Verhältnis (mol/mol) für emittiertes SO_x	2,2	
	Ca/S-Verhältnis (mol/mol) für gemindertes SO_x		1,02

Investitionen und Kosten von SO_x–Minderungsmaßnahmen/-techniken			
		Minderungsmaßnahme/-technik	
	Einheit	**Absorptionsmitteleindüsung[0)]**	**Nasswäscher 75 %[0)]**
spezifischer Sorptionsmittel-bedarf (λ^s)	t Kalk/t geminderter Schadstoff	4,24	-
spezifischer Kalksteinbedarf (λ^s)	t Kalk/t geminderter Schadstoff		1,59
Sorptionsmittelpreis (c^s)	EUR/t	100	20
Abscheidegrad (η)	%	60	75
Gesamt	k EUR/t Klinker	5,85E-05	8,80E-05
Lohnkosten[5)]			
Personalbedarf (λ^1)	Personenjahre/t Klinker	7,10E-07	1,42E-06
Arbeitslöhne (c^1)	k EUR/Personenjahr	37,234	37,234
Gesamt	k EUR/t Klinker	2,64E-05	5,29E-05
Variable Betriebskosten (gesamt)	k EUR/t Klinker	6,98E-04	6,06E-04

k EUR = 1000 EUR
[0)] Daten aus dem Jahr 2000, Referenzzementanlage mit einer Kapazität von 1100 t/d, die den Durchschnitt in der EU-15 im Jahr 1995 repräsentiert
[1)] 10 % O_2 und trockenes Gas
[2)] der Investitionskosten
[3)] Stromkosten = $\lambda^e \cdot c^e/10^3$ (k EUR/t)
[4)] Zusätzlicher Strombedarf = neuer Gesamtverbrauch – alter Gesamtverbrauch
[5)] Personalkosten = $\lambda^1 \cdot c^1$ (k EUR/t)
[6)] Kalkkosten = $\lambda^s \cdot c^s \cdot ef_{unbehandelt} \cdot \eta/10^3$ (k EUR/t)
$ef_{unbehandelt}$: Emissionsfaktor eines Schadstoffs vor der Minderungsmaßnahme (t Schadstoff/t)
λ^s: spezifischer Kalkbedarf (t/t geminderter Schadstoff)
c^s: Kalkkosten (EUR/t)
η: Abscheidegrad (=1-$ef_{behandelt}/ef_{unbehandelt}$)

Tabelle 1-41: Beispielhafte Kosten für SO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken [100, France, 2006], [102, France/DFIU/IFARE Karlsruhe, 2003], [168, TWG CLM, 2007]

1.4.9 Prozessrückstände/Abfälle

Beschreibung
Gesammelter Staub kann in den Produktionsprozess zurückgeführt werden, wann immer machbar. Diese Rückführung kann direkt in den Ofen oder in das Rohmehl (dabei ist der Alkalimetallgehalt ein limitierende Faktor) oder durch Verschneiden mit fertigen Zementprodukten erfolgen. Alternative Verwendungsmöglichkeiten könnten für Material gefunden werden, das nicht zurückgeführt werden kann.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Reduzierung von produktionsspezifischen Abfällen sowie Einsparung von Rohmaterialien.

Medienübergreifende Effekte
Der Metallgehalt des gesammelten Staubs ist der limitierende Faktor für dessen Einsatz als Rohmaterial; er kann einen negativen Einfluss auf die Metallemissionen haben.

Weiterhin ist der Chlorgehalt des gesammelten Staubs ein limitierender Faktor für dessen Verwendung; die Rückführung muss angepasst werden, um den Anforderungen an die Produktqualität zu entsprechen (Rückführung über das Rohmehl oder Verschneiden mit fertigen Zementprodukten).

Betriebsdaten
Es lagen keine Daten vor.

Anwendbarkeit
Die Wiederverwendung von Prozessrückständen/Abfällen ist grundsätzlich in der Zementindustrie anwendbar (siehe Abschnitt **1.3.5**).

Wirtschaftliche Aspekte
Es lagen keine Daten vor.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
[86, EURITS, 2006], [88, SINTEF, 2006], [75, Estonia, 2006], [103, CEMBUREAU, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

1.4.10 Lärm

Beschreibung
Dieser Abschnitt beschäftigt sich mit Möglichkeiten zur Minderung von Lärm, der in verschiedenen Stufen des Zementherstellungsprozesses auftreten kann.

Eine Minderung von Lärmemissionen kann oft durch die direkte Anwendung von Maßnahmen/Techniken an der Lärmquelle erreicht werden. Lärmquellen sind z.B. sowohl die Förderung und Aufbereitung des Rohmaterials als auch die Zement-/Klinkerproduktion, Brecheranlagen, Mahl- und Aufbereitungseinrichtungen, die Zementöfen selbst, Zementmühlen, Förderbänder, Filteranlagen, die Kühlanlagen der Öfen, wie Satellitenkühler etc. Lärmemissionen treten entlang der ganzen Prozesskette, vom Sprengen im Steinbruch bis zum Verschiffen der Endprodukte, auf.

Verschiedene Maßnahmen/Techniken zur Lärmminderung können in Zementanlagen angewendet werden, um den Lärmpegel zum Schutz der Nachbarschaft zu reduzieren, wie:

- Einhausung der lärmverursachenden Bauteile
- Vibrationsisolierung von Anlagen
- Verwendung von abriebfestem Material zur Auskleidung oder Verkleidung von Schüttgutrutschen
- schallisolierte Gebäude zur Abschirmung von Prozessen zur mechanischen Materialverarbeitung
- Errichtung von Lärmschutzwänden
- Schalldämpfer an Abgaskaminen
- Isolierung von Steigrohren und Gebläsen, die in schalldichten Gebäuden untergebracht werden.

Wenn die oben genannten Lärmschutzmaßnahmen/-techniken nicht angewendet werden können und wenn eine Verlagerung der lauten Aggregate in ein Gebäude, z. B. wegen der Größe der Öfen und ihrer Nebeneinrichtungen, nicht möglich ist, müssen sekundäre Lärmschutzmaßnahmen/-techniken ergriffen werden, z.B. durch die Errichtung von Gebäuden oder von natürlichen Barrieren, wie der Anpflanzung von Bäumen und Büschen zwischen den zu schützenden Zonen und Lärmquellen wie Öfen oder Lagerplätzen. Fenster und Türen der eingehausten Bereiche müssen während lauter Betriebsvorgänge geschlossen gehalten werden.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Minderung der Lärmemissionen.

Medienübergreifende Effekte
Kein Thema.

Betriebsdaten
Keine Daten verfügbar.

Anwendbarkeit
Maßnahmen/Techniken zur Lärmminderung können grundsätzlich in der Zementindustrie angewendet werden (siehe Abschnitt **1.3.7**).

Wirtschaftliche Aspekte
Zusätzliche Investitions- und Instandhaltungskosten können aufgrund von Lärmschutzmaßnahmen/-techniken anfallen.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zementanlagen in der EU-27.
Mehr Informationen zur Lärmminderung und Lärmminderungsplänen sind im Kalkkapitel Abschnitt 2.4.5 zu finden.
[45, Schorcht, 2006] [81, Castle Cement UK, 2006] [168, TWG CLM, 2007]

1.4.11 Allgemeine Hinweise zu Gerüchen

Gerüche, die durch Kohlenwasserstoffemissionen verursacht werden, können durch thermische Nachverbrennung, den Einsatz eines Aktivkohlefilters oder durch Zugabe des entsprechenden Rohmaterials in die heiße Zone des Ofens vermieden werden.

Wenn Gerüche von Schwefelverbindungen verursacht werden, kann eine Lösung der Austausch von Brennstoff und/oder Rohmaterial sein, siehe auch Abschnitt 1.4.3.

Gerüche können auch durch die Lagerung von Abfällen verursacht werden, die als Rohmaterialien oder Brennstoffe eingesetzt werden. Lagerflächen für Abfallstoffe können eingehaust oder geschlossene Lagerungssysteme eingesetzt werden.

1.4.12 Umweltmanagementsysteme

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.

Alle wirksamen UMS beinhalten die Idee einer kontinuierlichen Verbesserung, so dass Umweltmanagement ein fortwährender Prozess ist und kein Projekt, das gegebenenfalls ein Ende findet. Es gibt vielfältige Ausgestaltungen dieses Prozess, aber die meisten Umweltmanagementsysteme basieren auf einem Zyklus aus Planen – Handeln – Überprüfen –Handeln (wie er in anderen Zusammenhängen des Unternehmensmanagements in breiter Anwendung ist). Dieser Zyklus ist ein re-iteratives, dynamisches Modell, bei dem der Abschluss eines Zyklus nahtlos in den Beginn des nächsten Zyklus übergeht (siehe Abbildung 1.70.

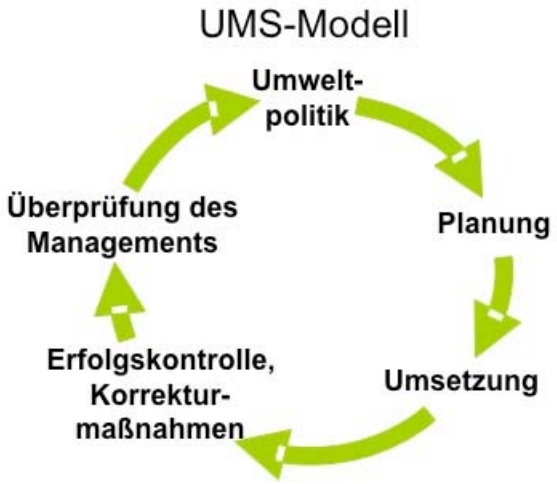

Abbildung 1.70: Modell der kontinuierlichen Verbesserungen in einem UMS

In der Europäischen Union haben sich viele Unternehmen 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 eine externe Verifizierung des Managementsystems und die Validierung einer öffentlichen Umweltschutzerklärung (nach EN ISO 14001 ist die Eigenerklärung eine Alternative zur externen Verifizierung). Allerdings gibt es auch viele Unternehmen, die sich für ein nicht-standardisiertes UMS entschieden haben.

Während sowohl die standardisierten Systeme (EN ISO 14001:1996 und EMAS) als auch die nicht standardisierten („angepassten“) Systeme grundsätzlich das *Unternehmen* als die betrachtete Einheit sehen, hat das vorliegende Dokument eine engeren Ansatz, der nicht alle Aktivitäten des Unternehmens, z. B. hinsichtlich Produkten und Dienstleistungen, mit einbezieht, da die durch die IVU-Richtlinie regulierte Einheit (gemäß Definition in Artikel 2) die *Anlage* ist.

Umweltmanagementsysteme (UMS) für IVU-Anlagen können die folgenden Bestandteile haben:

a. Engagement der Unternehmensleitung
b. Beschluss einer Umweltpolitik
c. Planung und Festlegung von Aufgaben und Zielen
d. Einführung und Anwendung von Verfahrensabläufen
e. Erfolgskontrolle und Korrekturmaßnahmen
f. Interne Revision durch das Management
g. Erstellung einer regelmäßigen Umwelterklärung
h. Validierung durch eine Zertifizierungsstelle oder einen externen UMS-Prüfer
i. Vorkehrungen für eine spätere Stilllegung der Anlage
j. Entwicklung umweltfreundlicher Technologien
k. Anwendung von Kennzahlen.

Diese Bestandteile werden im Folgenden ausführlicher erläutert. Detaillierte Informationen zu den Bestandteilen (b) bis (h), die alle im EMAS enthalten sind, finden sich in der unten angegeben Literatur.

a. Engagement der Unternehmensleitung:

Des Engagement der Unternehmensleitung ist die Voraussetzung für ein erfolgreiches UMS. Es ist wichtig, dass die Unternehmensleitung:

- dem Umweltmanagement hohe Priorität einräumt, es sichtbar macht und ihm Glaubwürdigkeit verleiht
- einem leitenden Vertreter die Zuständigkeit für des Umweltmanagement überträgt
- eine Kultur des Umweltmanagements begründet und die notwendigen Triebkräfte zu seiner Einführung etabliert
- eine Strategie zur Erreichung der Umweltziele (langfristige Visionen) beschließt
- Unternehmensziele zur Erreichung dieser Umweltziele festlegt
- kurz- und mittelfristige, konkrete Schritte zur Erreichung der langfristigen Visionen festlegt
- eine Plattform zur Integration von Entscheidungsfindungen bietet, um eine zu erreichen, insbesondere bei der Planung neuer Anlagen oder bei wesentlichen Nachrüstungen von Anlagen
- das Unternehmen anleitet, Investitions- und Ankaufentscheidungen so zu treffen, dass die integrierte Vermeidung und Vermindung von Umweltbelastungen kontinuierlich verbessert wird. Die integrierte Vermeidung und Vermindung von Umweltbelastungen wird durch weitsichtige Entscheidungen und Handlungen erreicht, die den Kauf von Hilfsmitteln und Investitionsgütern, die Planung, Produktion und Wartung sowie das Umweltmanagement betreffen.
- eine Umweltpolitik beschließt, wie unter (b) beschrieben.

b. Beschluss 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 Vermindung von Umweltverschmutzungen enthält, einschließlich der effizienten Verwendung von Rohmaterialien, Energie und Wasser
- 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.

c. Planung und Festlegung von Aufgaben und Zielen:

Es ist wichtig, folgendes vorzusehen:

- 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 Bewertung von Vorschlägen für neue Verfahren, Einrichtungen und Aggregate, Änderungen der Roh- und Hilfsstoffe oder Brennstoffe, Nachrüstungen oder Ersatzinvestitionen, um deren Umweltaspekte identifizieren zu können und die Planung und Anschaffung so beeinflussen zu können, dass die Umweltleistung der Anlage in Hinblick auf die Ziele der IVU-Richtlinie optimiert wird
- Verfahren zur Genehmigung der vorgenannten Änderungen, sowie zur Durchführung von Prüfungen nach Umsetzung der Änderungen, bevor das Verfahren in Betrieb genommen wird
- Verfahren zur Bestimmung und Gewährung des Zugriffs auf rechtliche und andere Vorschriften, denen das Unternehmen unterliegt und die auf die Umweltaspekte seiner Tätigkeiten anwendbar sind

- Festlegung und kontinuierliche Überprüfung dokumentierter Umweltschutzaufgaben und -ziele, wobei die rechtlichen und anderen Anforderungen sowie die Standpunkte interessierter Parteien berücksichtigt werden
- Schaffung 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.
- Durchführung von Audits zur Prüfung z. B. des effizienten Einsatzes von Energie, Wasser, Rohmaterialien und Hilfsstoffen.

d. Einführung und Anwendung von Verfahrensabläufen

Es ist wichtig, Systeme vorzusehen, mit denen gewährleistet ist, dass die Verfahrensabläufe bekannt sind, verstanden und eingehalten werden; ein wirksames Umweltmanagement beinhaltet deshalb:

(i) Struktur und Zuständigkeiten
- Festlegung, Dokumentation, Berichterstattung und Bekanntmachung von Rollen, Zuständigkeiten und Befugnissen, wozu auch die Benennung eines speziell für das Management Verantwortlichen gehört (zusätzlich zu dem unter (a) genannten Mitglied der Unternehmensleitung).
- 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
- Festlegung, Dokumentation und Bekanntmachung der Kenntnisse und Fähigkeiten, die an jedem einzelnen Arbeitsplatz gefordert werden
- Identifizierung des Schulungsbedarfs, damit sichergestellt ist, dass sämtliche Mitarbeiter, deren Arbeit wesentlichen Einfluss auf die Umweltauswirkungen einer Aktivität haben, eine geeignete Fortbildung für alle Betriebszustände erhalten haben, die auf sie zukommen können, d. h. Vorbereitung, Inbetriebnahme, Regelbetrieb, Außerbetriebnahme sowie außergewöhnliche Betriebsbedingungen.

(iii) Kommunikation
- Einführung und Aufrechterhaltung von Verfahren für die interne Kommunikation zwischen den verschiedenen Ebenen und Funktionen des Betriebs sowie von Verfahren zur Förderung des Dialogs mit externen interessierten Parteien, sowie von Verfahren zur Entgegennahme, Dokumentation und ggf. Bearbeitung der relevanten Mitteilungen von externen interessierten Parteien.

(iv) Einbeziehung der Belegschaft
- Einbeziehung der Mitarbeiter in den Prozess zur Erreichung einer hohen Umweltschutzleistung durch angemessene Beteiligungsformen, z. B. ein Vorschlagssystem, projektbasierte Gruppenarbeit 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 Dokumentationen 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 außergewöhnliche Betriebsbedingungen.
- Bestimmung der Schlüsselindikatoren für die Leistung (z. B. Durchfluss, Druck, Temperatur, Zusammensetzung und Menge) und der Methoden zur Messung und Steuerung dieser Parameter (z. B. Wiege- und Messeinrichtungen, Berechnungen, Probennahme und Analysen).

- Dokumentation und Untersuchung von außergewöhnliche Betriebsbedingungen zur Identifizierung und anschließenden Behebung ihrer Grundursachen, damit die außergewöhnlichen Ereignisse nicht noch einmal auftreten (dies wird durch eine Arbeitsatmosphäre ohne Schuldzuweisungen erleichtert, in der es wichtiger ist, Ursachen zu erkennen, als Einzelnen Schuld zuzuweisen).

(vii) Wartungsprogramm

- Erstellung eines strukturierten Programms für die Wartung (einschließlich vorsorgender und korrigierender Maßnahmen) auf Grundlage der technischen Beschreibungen der Geräte, Normen etc. sowie aufgetretener Gerätedefekte und der Folgen dieser Defekte.
- Erkennen möglicher Verschlechterungen der Umweltleistung, oder wie die Umweltleistung verbessert werden könnte, durch regelmäßige Wartung sowie an Hand von Störungen und/oder außergewöhnlichen Ereignissen
- Unterstützung des Wartungsprogramms durch geeignete Dokumentationssysteme und Tests
- Klare Zuordnung der Zuständigkeiten für die Planung und Durchführung von Wartungsarbeiten.

(viii) Vorbereitung auf Notfälle und Reaktionen im Notfall

- Einführung und Aufrechterhaltung von Verfahren zur Identifizierung von möglichen Unfall- und Notfallsituationen, sowie zur Festlegung der Reaktionen darauf und zur Vermeidung und Verminderung etwaiger damit verbundener Umweltauswirkungen.

e. Erfolgskontrolle und Korrekturmaßnahmen (siehe dazu auch Abschnitt (k) „Anwendung von Kennzahlen“):

(i) Anlagenüberwachung und Messungen

- Einführung und Aufrechterhaltung 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 dazu auch das BVT-Merkblatt zu den allgemeinen Prinzipien der Anlagenüberwachung – engl. *Reference Document on the General Principles of Monitoring* [151, European Commission, 2003])
- Einführung und Aufrechterhaltung eines dokumentierten Verfahrensablaufs zur regelmäßigen Bewertung der Einhaltung relevanter Umweltgesetze und -bestimmungen.

(ii) Korrektur- und Vorbeugemaßnahmen

- Einführung und Aufrechterhaltung von Verfahrensabläufen zur Festlegung von Verantwortlichkeiten und Befugnissen für den Umgang mit und für notwendige Untersuchung im Falle der Nichteinhaltung von Genehmigungsauflagen, anderen rechtlichen Vorschriften, Selbstverpflichtungen, Zielsetzungen und Einzelzielen
- Ergreifen von Maßnahmen zur Minderung etwaiger Auswirkungen sowie zur Initiierung und Durchführung von Korrektur- und Vorbeugemaßnahmen, die der Größenordnung des Problems angemessen sind und im richtigen Verhältnis zu den aufgetretenen Umweltauswirkungen stehen.

(iii) Berichte

- Einführung und Aufrechterhaltung von Verfahrensweisen zur Identifizierung, Pflege und Vorlage von verständlichen, aussagekräftigen und nachvollziehbaren Umweltberichten, einschließlich Berichten zu Schulungsmaßnahmen und den Ergebnissen von Audits und Überprüfungen.

(iv) Audits

- Einführung und Aufrechterhaltung eines oder mehrerer Programme und Verfahren für regelmäßige Audits des Umweltmanagementsystems. Derartige Programme beinhalten Gespräche mit dem Personal, Inspektionen der Betriebsbedingungen und Anlagenteile sowie die Prüfung von Unterlagen und Dokumentationen. Jeder Audit mündet in einen schriftlichen Bericht, und muss neutral und objektiv von Mitarbeitern (interne Prüfung) oder Externen (externe Prüfung) durchgeführt werden. Die Programme müssen Umfang, Häufigkeit und Methodik sowie die Zustän-

digkeiten und Anforderungen für die Durchführung der Audits und die Dokumentation ihrer Ergebnisse 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 an Umweltproblemen. Komplexere Aktivitäten mit bedeutenderen Umweltauswirkungen werden häufiger einer Auditierung unterzogen.
- Es müssen angemessene Mechanismen vorgesehen sein, mit denen sichergestellt wird, dass die Ergebnisse der Audits nachverfolgt werden.

(v) Wiederkehrende Bewertung der Einhaltung der rechtlichen Anforderungen:
- Überprüfung der Einhaltung des geltenden Umweltrechts und der Genehmigungsanforderungen für die Anlage.
- Dokumentation dieser Prüfung.

f. Interne Revision durch das Management:

- Überprüfung des Umweltmanagementsystems durch die oberste Leitungsebene – in selbst gesetzten Zeitabständen –, um dessen dauerhafte Eignung, Angemessenheit und Wirksamkeit sicherzustellen.
- Sicherstellung der Erhebung und Zusammenstellung der notwendigen Information, um der Leitung diese Bewertung zu ermöglichen.
- Dokumentation dieser Überprüfung.

g. Erstellung einer regelmäßigen Umwelterklärung:

- 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, anfallenden Abfälle etc. In der Erklärung wird der Informationsbedarf relevanter interessierter Parteien berücksichtigt und sie ist öffentlich zugänglich (z. B. als elektronische Veröffentlichung, in Büchereien etc.). Bei der Erstellung der Erklärung kann der Betreiber bestehende relevante Umweltindikatoren verwenden, muss dabei aber sicherstellen, dass die gewählten Indikatoren:

  i. die Umweltleistung der Anlage genau widerspiegeln,
  ii. verständlich und nicht mehrdeutig sind,
  iii. einen Vergleich von Jahr zu Jahr erlauben, um die Entwicklung der Umweltleistung der Anlage bewerten zu können,
  iv. einen Vergleich mit branchenbezogenen, nationalen oder regionalen Kennzahlen (Benchmarks) – soweit sinnvoll – zu ermöglichen,
  v. ggf. einen Vergleich mit den gesetzlichen Anforderungen ermöglichen.

h. Validierung durch eine 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.

i. Vorkehrungen für eine spätere Stilllegung der Anlage

- Im Planungsstadium für eine neue Anlage sind die Umweltauswirkungen zu berücksichtigen, die von der endgültigen Stillegung der Anlage ausgehen, da die Stillegung durch vorausschauendes Denken einfacher, sauberer und kostengünstiger wird.
- Die Außerbetriebnahme birgt Umweltrisiken für die Kontamination des Bodens (und des Grundwassers) und erzeugt große Mengen festen Abfalls. Vorbeugende Techniken sind verfahrensspezifisch, können im Allgemeinen aber folgende Punkte beinhalten:

i. Vermeidung von unterirdischer Anlagenteile
ii. Ausstattungsmerkmale, die die Demontage erleichtern
iii. Auswahl von Oberflächenstrukturen, die leicht zu dekontaminieren sind
iv. Einsatz einer Anlagenkonfiguration, bei der ein Einschluss von Chemikalien vermieden und deren Ablaufen und eine Reinigung ermöglicht wird.
v. Planung flexibler, eigenständiger Einheiten, die eine schrittweise Stillegung ermöglichen.
vi. Verwendung biologisch abbaubarer und wieder verwertbarer Materialien, soweit möglich.

j. Entwicklung umweltfreundlicher Technologien:

- Der Umweltschutz sollte inhärenter Bestandteil sämtlicher Aktivitäten des Betreibers zur Ausgestaltung der Anlagen sein, da Techniken sowohl effektiver als auch kostengünstiger sind, wenn sie zum frühest möglichen Zeitpunkt eingeplant werden. Die Absicht, umweltfreundliche Technologien zu entwickeln, kann beispielsweise durch F&E-Aktivitäten oder Studien umgesetzt werden. Alternativ zu internen Aktivitäten können Vereinbarungen getroffen werden, um durch Vergabe von Aufträgen an andere auf dem Gebiet tätige Unternehmen oder Forschungsinstitute mit der Entwicklung Schritt zu halten.

k. Anwendung von Kennzahlen (engl. *Benchmarking*), d. h.:

- Durchführung systematischer und regelmäßiger Vergleiche mit branchenbezogenen, nationalen oder regionalen Kennzahlen, einschließlich solcher für Energieeffizienz und Energiesparmaßnahmen, die Auswahl von Einsatzstoffen, Emissionen in die Luft und Einleitungen in das Wasser (beispielsweise unter Verwendung des Europäischen Schadstoffemissionsregisters, EPER), Wasserverbrauch und Abfallerzeugung.

Standardisierte und nicht standardisierte UMS

Ein UMS kann ein standardisiertes oder nicht standardisiertes („angepasstes“) System sein. Die Implementierung und Befolgung eines international anerkannten standardisierten 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 standardisierte System genauso effektiv sein, sofern sie ordnungsgemäß geplant und umgesetzt werden.

Erreichte Umweltentlastungeffekte

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 gesamten Umweltauswirkungen einer Anlage zu befassen, was dem integrierten Ansatz der IVU-Richtlinie entspricht.

Betriebsdaten
Alle relevanten Verbräuche (einschließlich der Energie) und Emissionen werden durch den Betreiber kurz-, mittel und langfristig in koordinierter Weise, in Verbindung mit entsprechender Planung der Finanzen und Investitionszyklen, gesteuert. Dies bedeutet, dass z. B. kurzfristige End-of-pipe-Lösungen zur Senkung von Emissionen für den Betreiber langfristig einen höheren Energieverbrauch zur Folge haben können, die Zurückstellung dieser Investitition dagegen möglicherweise zu einer insgesamt für die Umwelt besseren Lösung. Dies setzt Betrachtungen der medienübergreifenden Aspekte, sowie von Kosten- und Kosten-Nutzen-Aspekten voraus, wofür das BVT-Merkblatt über wirtschaftliche und medienübergreifende Aspekte (*engl.* Reference Document on Economics and Cross-Media Effects) [179, European Commission, 2006] sowie das BVT-Merkblatt zur Energieeffizienz (engl. *Reference Document on Best Available Techniques for Energy Efficiency*) [181, European Commission, 2008] Hilfestellungen bietet.

Anwendbarkeit
Die oben beschriebenen Bestandteile lassen sich normalerweise auf alle IVU-Anlagen anwenden. Der Umfang (z. B. die Detailliertheit) und die Art des UMS (z. B. standardisiert oder nicht standardisiert) hängen im Allgemeinen von der Art, Größe 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 Aufrechterhaltung eines guten UMS ist schwierig. Es wurden eine Reihe von Studien[22] durchgeführt, die jedoch nicht die Größe und Komplexität der Zement-(Kalk-/Magnesiumoxid-)Industrie widerspiegeln. Die Anwendung eines UMS hat oft auch wirtschaftliche Vorteile, die sich jedoch von Branche zu Branche stark unterscheiden können.

In manchen Mitgliedsstaaten werden die Gebühren für die Anlagenüberwachung herabgesetzt, wenn die Anlage über ein zertifiziertes UMS verfügt.

Externe Kosten im Zusammenhang mit der Validierung des Umweltmanagementsystems lassen sich anhand der Richtwerte des Internationalen Akkreditierungsforums (http://www.iaf.nu) schätzen.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Umweltmanagementsysteme können eine Reihe von Vorteilen bieten, z. B.:

- besseren Einblick in die Umweltaspekte des Unternehmens
- bessere Grundlagen für die Entscheidungsfindung
- höhere Motivation der Beschäftigten
- erweiterte Möglichkeiten zur Minderung der Betriebskosten und Verbesserung der Produktqualität
- bessere Umweltleistungen
- besseres Image des Unternehmens
- weniger Kosten für Haftung, Versicherungen und Verstöße gegen Auflagen
- höhere Attraktivität für Arbeitsnehmer, Kunden und Investoren
- größeres Vertrauen der Behörden, was zu weniger behördlichen Eingriffen führen könnte
- besseres Verhältnis zu Umweltschutzorganisationen.

Referenzanlagen
Die oben unter (b) bis (f) beschriebenen Punkte sind Bestandteile von EN ISO 14001:1996 und dem EU-Umwelt-Audit-System (EMAS), wogegen die Punkte (g) und (h) nur im EMAS enthalten sind. Diese zwei standardisierten Systeme werden in einer Reihe von IVU-Anlagen angewendet.

[22] E.g. Dyllick and Hamschmidt (2000, 73) quoted in Klemisch H. and R. Holger, Umweltmanagementsysteme in kleinen und mittleren Unternehmen – Befunde bisheriger Umsetzung, KNI Papers 01/ 02, January 2002, p 15; Clausen J., M. Keil and M. Jungwirth, The State of EMAS in the EU.Eco-Management as a Tool for Sustainable Development – Literature Study, Institute for Ecological Economy Research (Berlin) and Ecologic – Institute for International and European Environmental Policy (Berlin), 2002, p 15.

Referenzliteratur

Verordnung 761/2001/EG des europäischen Parlaments und des Rates vom 19. März 2001 über die freiwillige Beteiligung von Organisationen an einem Gemeinschaftssystem für das Umweltmanagement und die Umweltbetriebsprüfung (EMAS), Amtsblatt L 114 der Europäischen Union vom 24. April 2001, http://europa.eu.int/comm/environment/emas/index_de.htm

EN ISO 14001:2004, http://www.iso.ch/iso/en/iso9000-14000/iso14000/iso14000index.html; http://www.tc207.org)

1.5 Beste verfügbare Techniken für die Zementindustrie

Um das Kapitel und seinen Inhalt zu verstehen, wird die Aufmerksamkeit des Lesers auf das Vorwort dieses Dokuments und speziell auf dessen fünften Abschnitt „Anleitung zum Verständnis und zur Benutzung des Dokuments“ gelenkt. Die Maßnahmen/Techniken und die damit verbundenen Emissions- und/oder Verbrauchswerte oder -wertebereiche, die in diesem Kapitel präsentiert werden, wurden in einem iterativen Prozess mit Hilfe folgender Schritte bewertet:

- Identifikation der wesentlichen Umweltaspekte der Branche – für die Zementindustrie sind dies der Energieeinsatz einschließlich der Verwendung von Sekundärbrennstoffen sowie die Luftemissionen;
- Untersuchung der Maßnahmen/Techniken, die für diese Umweltaspekte am relevantesten sind;
- Identifizieren des besten Umweltleistungsniveaus auf Basis der in der EU und weltweit verfügbaren Daten,
- Untersuchung der Bedingungen, unter denen dieses Leistungsniveau erreicht wurde, z. B. der Kosten, medienübergreifender Effekte und der Haupttriebkräfte zur Einführung dieser Maßnahmen/Techniken,
- Auswahl der „Besten Verfügbaren Techniken“ (BVT) und der damit verbundenen Emissions- und/oder Verbrauchswerte für diese Branche im allgemeinen Sinne entsprechend Artikel 2 Absatz 12 und Anhang IV der Richtlinie.

In jedem diese Schritte und der Art, wie diese Informationen hier präsentiert werden, hat die Bewertung durch Experten des europäischen IPPC-Büros und der zuständigen Technischen Arbeitsgruppe (engl. Abkürzung: *TWG*) eine entscheidende Rolle gespielt.

Auf der Basis dieser Bewertung werden in diesem Kapitel die BVT und, soweit möglich, Emissions- und Verbrauchswerte bei der Anwendung dieser Maßnahmen/Techniken präsentiert, die für die gesamte Branche als anwendbar angesehen werden und in vielen Fällen die derzeitige Leistung von Anlagen in der Branche repräsentieren. Wenn „mit den besten verfügbaren Techniken verbundene“ Emissions- oder Verbrauchswerte angegeben werden, dann ist das so zu verstehen, dass diese Werte das Umweltleistungsniveau darstellen, das bei Anwendung der dargestellten Maßnahmen/Techniken in dieser Branche angenommen werden kann, unter Berücksichtigung des in der Definition von BVT geforderten ausgewogenen Kosten-Nutzen-Verhältnisses. Jedoch sind dies weder Emissions- noch Verbrauchsgrenzwerte und sollten auch nicht als solche verstanden werden. In einigen Fällen könnte es technisch möglich sein, bessere Emissions- oder Verbrauchswerte zu erreichen, aber wegen der damit verbundenen Kosten oder medienübergreifenden Bewertungen werden diese Werte nicht als geeignet angesehen, um BVT für die gesamte Branche zu sein. Jedoch können diese Werte in Sonderfällen als gerechtfertigt angesehen werden, wenn es besonderen Handlungsbedarf gibt.

Die Emission- und Verbrauchswerte, die mit der Anwendung von BVT verbunden sind, sind im Zusammenhang mit den angegebenen Referenzbedingungen (z. B. Mittelungszeiträumen) zu verstehen.

Der Begriff der „mit der Anwendung von BVT verbundenen Werte“ ist von dem an anderer Stelle im vorliegenden Dokument verwendeten Begriff der „erreichbaren Werte“ zu unterscheiden. Wenn ein Wert als bei Anwendung einer bestimmten Maßnahme/Technik oder einer Kombination davon als „erreichbar“ beschrieben wird, so ist dies so zu verstehen, dass bei Verwendung dieser Maßnahmen/Techniken in einer gut gewarteten und betriebenen Anlage oder einem solchen Prozess die Einhaltung dieses Wertes über einen längeren Zeitraum erwartet werden kann.

Soweit verfügbar, wurden bei der Beschreibung der Maßnahmen/Techniken im vorangegangenen Kapitel auch Kostendaten (siehe Abschnitt 1.4) angegeben. Diese geben einen groben Hinweis auf die Höhe der damit verbundenen Kosten. Die tatsächlichen Kosten, die mit der Anwendung einer Maßnahme/Technik verbunden sind, hängen jedoch stark von der spezifischen Situation ab, z. B. von Steuern, Abgaben, Subventionen und den technischen Besonderheiten der betreffenden Anlage. Es ist nicht möglich, solche anlagenspezifischen Faktoren vollständig in diesem Dokument zu beurteilen. Bei Nichtverfügbarkeit von Kostendaten werden Schlussfolgerungen über die wirtschaftliche Tragfähigkeit der Maßnahmen/Techniken aus der Beobachtung bestehender Anlagen gezogen.

Die in diesem Abschnitt präsentierten BVT (einschließlich der damit verbundenen Emissions- und Verbrauchswerte) sind BVT im allgemeinen Sinn, d. h. werden für die Branche insgesamt als geeignet angesehen. Es wird angestrebt, dass sie als Bezugspunkt zur Bewertung der Leistung einer bestehenden Anlage oder einer Planung für eine neue Anlage herangezogen werden. Auf diese Weise werden sie die Festlegung geeigneter, auf BVT basierender Anforderungen an eine Anlage oder die Einführung allgemeinverbindlicher Rechtsvorschriften entsprechend Artikel 9 Absatz 8 der Richtlinie unterstützen. Für neue Anlagen ist vorgesehen, dass diese so geplant werden, dass sie das in diesem Abschnitt beschriebene BVT-Niveau oder ein besseres Niveau erreichen. Es besteht ebenso die Ansicht, dass bestehende Anlagen – je nach technischer und ökonomischer Machbarkeit der Maßnahmen/Techniken im Einzelfall – sich dem BVT-Niveau annähern oder darüber hinausgehen könnten.

Wenngleich die BVT-Merkblätter keine rechtsverbindlichen Standards setzen, dienen sie dazu, Industrie, Mitgliedsstaaten und Öffentlichkeit richtungsweisende Informationen über erreichbare Emissions- und Verbrauchswerte bei Anwendung bestimmter Maßnahmen/Techniken zu geben. Die für den Einzelfall geeigneten Genehmigungsanforderungen sind auf der Grundlage der Ziele der IVU-Richtlinie und der lokalen Umstände festzulegen.

“Beste Verfügbare Techniken” für eine bestimmte Anlage werden in der Regel die Verwendung einer einzelnen oder einer Kombination der in diesem Abschnitt genannten BVT sein.

Wenn Maßnahmen/Techniken, die für sich als BVT identifiziert wurden, in Kombination genutzt werden können, sollten die Effekte dieser Kombination bei der Festlegung der auf BVT basierenden Genehmigungsanforderungen für den Einzelfall Berücksichtigung finden.

Empfehlung für die Nutzer/Leser dieses Dokuments:

Es wird dringend empfohlen, Abschnitt 1.5 in Verbindung mit Abschnitt 1.4 zu lesen, weil die Betrachtungen hinsichtlich der Anwendbarkeit der Maßnahmen/Techniken – wie in Abschnitt 1.4 angegeben – berücksichtigt werden müssen. Um den Leser dabei zu unterstützen, wurden in Abschnitt 1.5 Querverweise zu Abschnitt 1.4 eingefügt.

Sofern nicht anders angegeben, sind die mit BVT verbundenen Emissions- und Verbrauchswerte in diesem Abschnitt als Tagesmittelwerte unter Standardbedingungen angegeben. Für die Messung der Volumenströme und der Konzentrationswerte gelten die nachfolgenden Standardbedingungen, die ebenfalls dem Glossar zu entnehmen sind:

Nm^3/h	Volumenstrom: Wenn in diesem Abschnitt nicht anders angegeben, beziehen sich die Angaben auf 10 Vol.-% Sauerstoffgehalt und Standardbedingungen
mg/Nm^3	Konzentration: Wenn in diesem Abschnitt nicht anders angegeben, beziehen sich die Konzentrationsangaben für gasförmige Stoffe oder Stoffgemische auf trockenes Abgas, 10 Vol.-% Sauerstoffgehalt und Standardbedingungen
Standard-bedingungen	bezogen auf eine Temperatur von 273 K, einen Atmosphärendruck von 1013 hPa und trockenes Abgas

Wie im Vorwort beschrieben, werden in diesem Dokument keine Emissionsgrenzwerte vorgeschlagen. Die besten verfügbaren Techniken und die angegebenen, mit den BVT verbundenen Emissions- oder Verbrauchswertebereiche beziehen sich auf Anlagen mit unterschiedlichen Ofengrößen, unterschiedlichen Ofenbetriebsarten (z. B. kontinuierlich oder nicht), und unterschiedlich vielen Betriebsstunden pro Jahr. Spezielle lokale Gesichtspunkte können in diesem Dokument nicht umfassend berücksichtigt werden. Bei der Bestimmung geeigneter Genehmigungsanforderungen sind lokale, standortspezifische Faktoren wie die technische Beschaffenheit der betreffenden Anlage, ihr Standort und die lokalen Umweltbedingungen zu berücksichtigen. Allein das Ziel eines hohen Schutzniveaus für die Umwelt als Ganzes erfordert oft ein Abwägen verschiedenartiger Umweltauswirkungen, welches wiederum oft von lokalen Erwägungen beeinflusst wird.

Obgleich im vorliegenden Dokument der Versuch unternommen wird, einige dieser Aspekte aufzugreifen, ist eine umfassende Berücksichtigung hier nicht möglich. Somit sind die in Abschnitt 1.5 genannten Techniken und Zahlenwerte nicht notwendigerweise auf allen Anlagen übertragbar. Andererseits verlangt die Pflicht zur Sicherung eines hohen Umweltschutzniveaus – einschließlich der Verminderung der weiträumigen oder grenzüberschreitenden Umweltverschmutzung, dass Genehmigungsauflagen nicht nur auf der Basis lokaler Erwägungen festgesetzt werden. Daher ist die vollständige Berücksichtigung der im vorliegenden Dokument enthaltenen Informationen von größter Bedeutung.

1.5.1 Umweltmanagementsysteme (UMS)

Eine Reihe von Umweltmanagementtechniken werden als BVT angesehen. Der Umfang (z. B. Detaillierungsgrad) und die Art des Umweltmanagementsystems (z. B. standardisiertes oder nicht standardisiertes UMS) wird im Allgemeinen von der Art, Größe und Komplexität der Anlage sowie der Breite der von ihr ausgehenden Umweltwirkungen abhängen.

1. BVT ist, ein Umweltmanagementsystem (UMS) einzuführen und anzuwenden, welches die folgenden Elemente enthält (siehe Abschnitt 1.4.12), soweit dies für die lokalen Gegebenheiten angemessen ist:

(a) Engagement der Unternehmensleitung (das Engagement der Unternehmensleitung wird als Vorbedingung für eine erfolgreiche Umsetzung der anderen Elemente des UMS angesehen)

(b) Beschluss einer Umweltpolitik durch die Unternehmensleitung, welche eine kontinuierliche Verbesserung der Anlage vorsieht

(c) Planung und Einführung der benötigten Verfahrensabläufe, Grundsätze und Ziele, in Verbindung mit einer entsprechenden Finanzplanung und Investitionen

(d) Umsetzung dieser Verfahrensabläufe, mit besonderem Augenmerk auf:
- Struktur und Zuständigkeiten
- Fortbildung, Problembewusstsein und Kompetenz
- Kommunikation
- Einbeziehung der Mitarbeiter
- Dokumentation
- Effiziente Prozesssteuerung
- Wartungsroutinen
- Vorbereitung auf Notfälle und Reaktionen im Notfall
- Gewährleistung der Einhaltung von umweltrechtlichen Anforderungen.

(e) Funktionsüberprüfung und Ergreifung von Korrekturmaßnahmen, in besonderem Hinblick auf
- Anlagenüberwachung und Messungen (siehe Merkblatt über allgemeine Überwachungsgrundsätze, engl. *Reference Document on the General Principles of Monitoring* [151, European Commission, 2003])
- Fehlerbeseitigung und Vorsorgemaßnahmen
- Pflege der Unterlagen/Akten
- unabhängige interne Betriebsprüfung (soweit praktikabel), um festzustellen, ob das UMS den getroffenen Regelungen entspricht, ordnungsgemäß eingeführt wurde und betrieben wird.

(f) Überprüfung des UMS und seiner weiteren Eignung, Angemessenheit und Wirksamkeit durch die Unternehmensleitung.

Im Folgenden werden drei weitere Elemente genannt, die zwar vorteilhaft sein können, ohne die ein UMS jedoch auch BVT sein kann:

- Validierung des Managementssystems und der Prüfroutinen durch eine akkreditierte Zertifizierungsstelle oder einen externen UMS-Prüfer
- regelmäßige Erstellung und Veröffentlichung (und gegebenenfalls externe Validierung) einer Umwelterklärung, die alle wesentlichen Umweltaspekte der Anlage beschreibt und einen jährlichen Vergleich mit den Umweltgrundsätzen und -zielen wie auch mit Branchenkennziffern ermöglicht
- Einführung und Aufrechterhaltung eines international anerkannten freiwilligen Systems wie EMAS und EN ISO 14.001:2004. Dieser freiwillige Schritt könnte dem UMS eine höhere Glaubwürdigkeit verleihen. Insbesondere EMAS, welches alle oben angegebenen Elemente enthält, bietet eine hohe Glaubwürdigkeit. Allerdings können nicht standardisierte Systeme prinzipiell genauso wirksam sein, wenn sie gut ausgestaltet und eingeführt sind.

Speziell für die Zementindustrie ist es wichtig, die folgenden Aspekte im UMS zu berücksichtigen:

- die Umweltwirkungen einer möglichen Stilllegung von Anlagen (das ist bei der Projektierung neuer Anlagen zu berücksichtigen),
- die Entwicklung umweltfreundlicherer Technologien
- die regelmäßige Anwendung von Branchenkennzahlen (Benchmarks) – soweit möglich – in Hinblick aufEnergieeffizienz, Energiesparmaßnahmen, Wahl der eingesetzten Rohstoffe, Luftemissionen, Wassereinleitungen und -verbrauch sowie das Abfallaufkommen.

1.5.2 Allgemeine primäre Maßnahmen/Techniken

2. BVT ist, durch Anwendung der folgenden Maßnahmen/Techniken einen reibungslosen und stabilen Ofenprozess zu erreichen, der den Sollwerten für die Prozessparameternahe kommt und sich positiv auf alle Ofenemissionen und den Energieverbrauch auswirkt :

a) Optimierung der Prozesssteuerung, einschließlich computergestützter, automatischer Steuerungssysteme (siehe Abschnitt 1.4.3.1)
b) Einsatz moderner gravimetrischer Aufgabesysteme für feste Brennstoffe (siehe Abschnitte 1.4.2.1.1 und 1.4.3.1).

3. BVT ist, eine sorgfältige Auswahl und Kontrolle aller Eingangsstoffe durchzuführen, um Emissionen zu vermeiden und/oder zu vermindern (siehe Abschnitte 1.4.3.2 und 1.4.3.3).

4. BVT ist, die Prozessparameter und Emissionen regelmäßig zu überwachen und zu messen (siehe Abschnitt 1.3.9.1), z. B.:

a) kontinuierliche Messungen von Prozessparametern, die die Prozessstabilität aufzeigen, wie Temperatur, O_2-Gehalt, Druck, Volumenstrom, und die Höhe der NH_3-Emissionen, wenn die SNCR-Technik eingesetzt wird
b) Überwachung und Stabilisierung kritischer Prozessparameter, z. B. der gleichmäßigen Zuführung von Rohmaterialmischung und Brennstoffen, der ordnungsgemäßen Dosierung und des Sauerstoffüberschusses
c) kontinuierliche Messungen der Staub-, NO_x-, SO_x- und CO-Emissionen
d) periodische Messungen der PCDD/F- und Metallemissionen
e) kontinuierliche oder periodische Messung der HCl-, HF- und TOC-Emissionen.

In diesem Zusammenhang ist zu beachten, dass bei Mitverbrennung von Abfällen die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000].

1.5.3 Energieverbrauch und Verfahrensauswahl

1.5.3.1 Verfahrensauswahl

Allgemeine Hinweise im Hinblick auf die Verfahrensauswahl sind Abschnitt 1.4.2.3 zu entnehmen. Hinweise im Hinblick auf den Wärmebedarf sind Abschnitt 1.4.2.1.1 zu entnehmen.

Das ausgewählte Verfahren hat einen wesentlichen Einfluss auf den Energieeinsatz und die Luftemissionen bei der Erzeugung von Zementklinker.

5. BVT für Neuanlagen und wesentliche Änderungen bestehender Anlagen ist, die Anwendung des Trockenverfahrens mit mehrstufiger Vorwärmung und Vorkalzinierung. Unter normalen und optimierten Betriebsbedingungen beträgt der mit BVT verbundene Energiebedarf 2900 – 3300 MJ/t Klinker (siehe Abschnitte 1.4.2.3 und 1.4.2.1.1).

1.5.3.2 Energieverbrauch

Allgemeine Hinweise im Hinblick auf den Energieverbrauch sind den Abschnitten 1.3.3 und 1.4.2 zu entnehmen.

6. BVT ist, den Wärmeenergieverbrauch durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken zu senken/zu minimieren (siehe Abschnitt 1.4.2):

a) Einsatz verbesserter und optimierter Ofensysteme und ein reibungsloser und stabiler Ofenprozess, nahe an den Sollwerten der Prozessparameter-, durch Anwendung von:
   I. Optimierung der Prozesssteuerung, einschließlich computergestützter automatischer Regelungssysteme
   II. Einsatz moderner gravimetrischer Aufgabevorrichtungen für feste Brennstoffe (siehe Abschnitte 1.4.2.1.1 und 1.4.3.1)
   III. Vorwärmung und Vorkalzinierung, soweit dies unter Berücksichtigung der bestehenden Konfiguration der Ofenanlage möglich ist

   Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 1.4.2.1.1, in dem verschiedene Maßnahmen/Techniken präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination bei Ofenanlagen angewendet werden können. Weiterhin wird in diesem Zusammenhang auf das Referenzdokument über die besten verfügbaren Techniken zur Energieeffizienz (engl. *Reference Document on Best Available Techniques for Energy Efficiency*) verwiesen [181, European Commission, 2008]

b) Rückgewinnung der überschüssigen Wärme der Öfen, vorzugsweise aus der Kühlzone (siehe Abschnitte 1.4.2.1.1 und 1.4.2.4). Insbesondere die Überschusswärme aus der Kühlzone des Ofens (Heißluft) oder aus dem Vorwärmer kann zur Trocknung der Rohmaterialien verwendet werden.
   In diesem Zusammenhang wird zudem auf das Referenzdokument über die besten verfügbaren Techniken zur Energieeffizienz (engl. *Reference Document on Best Available Techniques for Energy Efficiency*) verwiesen. [181, European Commission, 2008]

c) Verwendung einer den speziellen Eigenschaften der verwendeten Rohmaterialien und Brennstoffe entsprechenden, geeigneten Anzahl an Zyklonstufen (siehe Abschnitte 1.4.2.1.2 und 1.4.2.1.3)

d) Verwendung von Brennstoffen mit Eigenschaften, die einen positiven Einfluss auf den thermischen Energieverbrauch haben

e) Einsatz optimierter und für die Verbrennung von Abfällen geeigneter Zementöfen, wenn konventionelle Brennstoffe durch Sekundärbrennstoffe ersetzt werden (siehe Abschnitt 1.4.2.1.3)

f) Minimierung von Bypassströmen (siehe Abschnitt 1.4.2.1.4).

7. BVT ist die Reduzierung des Primärenergieverbrauchs durch Reduzierung des Klinkergehalts im Zement und in Zementprodukten (siehe Abschnitt 1.4.2.1.5).

8. BVT ist, den Primärenergieverbrauch durch Erwägung einer Abwärmeverstromung oder kombinierten Bereitstellung von Wärme und Strom zu senken (siehe Abschnitt 1.4.2.4), sofern dies aufgrund des Nutzwärmebedarfs möglich und im Rahmen der energiewirtschaftlichen Rahmenbedingungen wirtschaftlich ist

In diesem Zusammenhang wird auf das Referenzdokument über die besten verfügbaren Techniken zur Energieeffizienz (engl. *Reference Document on Best Available Techniques for Energy Efficiency*) verwiesen. [181, European Commission, 2008].

9. BVT ist, den Stromverbrauch durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken zu minimieren:

a) Verwendung von Energiemanagementsystemen
b) Verwendung von Mahl- und anderen elektrischen Aggregaten mit einer hohen Energieeffizienz
Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 1.4.2.2, in dem verschiedene Maßnahmen/Techniken präsentiert werden.

1.5.4 Abfalleinsatz

Allgemeine Hinweise im Hinblick auf die Verwendung von Abfall sind den Abschnitten 1.2.4, 1.3.4.13, 1.3.4.14 und 1.4.3.3 zu entnehmen. Hinweise im Hinblick auf die Metallemissionen sind Abschnitt 1.4.7 zu entnehmen.

BVT und mit BVT verbundene Emissionswerte sind den entsprechenden Abschnitten 1.5.5 – 1.5.10 zu entnehmen. In diesem Zusammenhang ist zu beachten, dass bei der Mitverbrennung von Abfällen zudem die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000].

1.5.4.1 Überwachung der Abfallqualität

10. BVT ist:

a) Qualitätssicherungssysteme anzuwenden, um die Charakterisierung der als Roh- und/oder Brennstoff im Zementofen einzusetzenden Abfälle (siehe Abschnitt 1.4.3.3) zu gewährleisten, und diese Abfälle nach folgenden Kriterien zu untersuchen:

I. gleichbleibende Qualität
II. physikalische Eigenschaften, z. B. Emissionsverhalten, Korngrößenverteilung, Reaktivität, Brennbarkeit, Heizwert
III. chemische Eigenschaften, z. B. Chlor-, Schwefel-, Alkali- und Phosphatgehalt und Gehalt an relevanten Metallen

b) bei jedem Abfall, der als Roh- und/oder Brennstoff im Zementofen eingesetzt werden soll, die relevanten Parameter zu kontrollieren, z. B. den Gehalt an Chlor, relevanten Metallen (z. B. Kadmium, Quecksilber, Thallium), Schwefel sowie Halogenen insgesamt.

c) die Qualitätssicherung bei jeder Abfallcharge vorzunehmen.

1.5.4.2 Abfallzuführung in den Ofen

11. BVT ist:

a) geeignete Zugabestellen hinsichtlich Temperatur und Verweilzeit zu nutzen, die vom Ofendesign und der Ofenführung abhängig sind (siehe Abschnitt 1.2.4.1)

b) Abfälle, die organische Bestandteile enthalten, welche sich vor der Brennzone verflüchtigen können, in Zonen des Ofensystems mit ausreichend hoher Temperatur zuzuführen

c) die Öfen so zu betreiben, dass das bei der Mitverbrennung von Abfällen entstehende Gas kontrolliert und gleichmäßig – selbst unter ungünstigen Bedingungen – für 2 Sekunden auf eine Temperatur von 850 °C erhitzt wird

d) die Temperatur auf 1100 °C zu erhöhen, wenn gefährliche Abfälle mit einem Gehalt von mehr als 1 Gewichtsprozent an halogenierten organischen Stoffen, angegeben als Chlor, mitverbrannt werden

e) Abfälle kontinuierlich und gleichmäßig zuzuführen

f) die Mitverbrennung von Abfällen bei Vorgängen wie dem Anfahren und/oder Abfahren des Ofens, bei denen die unter a) bis d) geforderten Temperaturen und Verweilzeiten nicht erreicht werden können, auszusetzen.

1.5.4.3 Sicherheitsmanagement bei Verwendung gefährlicher Abfälle

12. BVT ist, ein Sicherheitsmanagement für die Handhabung, z. B. die Lagerung, und/oder die Zuführung von gefährlichen Abfällen (siehe Abschnitt 1.4.3.3) anzuwenden, beispielsweise in Form eines risikobasierten Ansatzes für die Kennzeichnung, Kontrolle, Beprobung und Untersuchung der zu handhabenden Abfälle in Abhängigkeit von ihrer Herkunft und Art.

1.5.5 Staubemissionen

1.5.5.1 Diffuse Staubemissionen

Allgemeine Hinweise im Hinblick auf die diffusen Staubemissionen sind den Abschnitten 1.3.4.1.3, 1.3.4.1.2, 1.4.4.1 und 1.4.4.2 zu entnehmen.

13. BVT ist, die diffusen Staubemissionen durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken zu minimieren/vorzubeugen:

a) Maßnahmen/Techniken für staubende Vorgänge. Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 1.4.4.1, in dem verschiedene Maßnahmen/Techniken präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können

b) Maßnahmen/Techniken für Schüttgutlager. Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 1.4.4.2, in dem verschiedene Maßnahmen/Techniken präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können.

1.5.5.2 Gefasste Staubemissionen aus staubenden Betriebsvorgängen

Dieser Abschnitt präsentiert BVT für Staubemissionen, die bei anderen staubenden Vorgängen als dem Ofen-, dem Kühl- oder den wesentlichen Mahlprozessen stammen. Dies umfasst Prozesse wie das Brechen der Rohmaterialien, die Förderbänder und Höhenförderer für das Rohmaterial, die Lagerung der Rohmaterialien, des Klinkers und Zements, die Lagerung der Brennstoffe (Petrolkoks, Steinkohle, Braunkohle) sowie den Versand des Zements (Verladung). Allgemeine Hinweise im Hinblick auf diese gefassten Staubemissionen sind den Abschnitten 1.3.4.1.1, 1.3.4.1.2 und 1.4.4.3 zu entnehmen.

14. BVT ist, ein Wartungsmanagementsystem anzuwenden, das speziell auf die Leistungsfähigkeit der für diese Staubquellen eingesetzten Filter ausgerichtet ist. Unter Berücksichtigung dieses Managementsystems ist es BVT, die erfassten Staubemissionen aus staubenden Betriebsvorgängen (siehe Abschnitt 1.4.4.3) durch eine trockene Abgasreinigung mit einem Filter auf weniger als 10 mg/Nm^3 (mit BVT verbundener Emissionswert), angegeben als Mittelwert über den Stichprobenzeitraum (Einzelmessung über mindestens eine halbe Stunde) zu begrenzen.

Bei kleinen Staubquellen (<10000 Nm³/h) ist ein Prioritätsansatz in Betracht zu ziehen.

Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 1.4.4.3, in dem verschiedene Maßnahmen/Techniken präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können.

1.5.5.3 Staubemissionen aus der Ofenfeuerung

Dieser Abschnitt präsentiert BVT für Staubemissionen, die aus der Ofenfeuerung stammen. Allgemeine Hinweise im Hinblick auf gefasste Staubemissionen sind den Abschnitten 1.3.4.1.1, 1.3.4.1.2 und 1.4.4.3 zu entnehmen.

15. BVT ist, die Staubemissionen (Gesamtstaub) im Abgas aus der Ofenfeuerung durch eine trockene Abgasreinigung mit Filter zu mindern. Der mit BVT verbundene Emissionswert liegt bei <10 – 20 mg/Nm^3 (Tagesmittelwert). Bei Anwendung von Gewebefiltern, neuen oder nachgerüsteten Elektrofiltern wird der untere Wert erreicht.

Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 1.4.4.3, in dem verschiedene Maßnahmen/Techniken präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können. In diesem Zusammenhang ist zu beachten, dass bei der Mitverbrennung von Abfällen zudem die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000].

1.5.5.4 Staubemissionen aus Kühl- und Mahlprozessen

Dieser Abschnitt präsentiert BVT für Staubemissionen, die aus Kühl- und Mahlprozessen stammen. Allgemeine Hinweise im Hinblick auf gefasste Staubemissionen sind den Abschnitten 1.3.4.1.1, 1.3.4.1.2 und 1.4.4.3 zu entnehmen.

16. BVT ist, die Staubemissionen (Gesamtstaub) im Abgas der Kühl- und Mahlprozesse durch eine trockene Abgasreinigung mit einem Filter zu mindern. Der mit BVT verbundene Emissionswert liegt bei <10 – 20 mg/Nm^3, angegeben als Tagesmittelwert oder Mittelwert über den Stichprobenzeitraum (Einzelmessung über mindestens eine halbe Stunde). Bei Anwendung von Gewebefiltern, neuen oder nachgerüsteten Elektrofiltern wird der untere Wert erreicht.

Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 1.4.4.3, in dem verschiedene Maßnahmen/Techniken präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können.

1.5.6 Gasförmige Verbindungen

1.5.6.1 NO_x -Emissionen

Allgemeine Hinweise im Hinblick auf die NO_x-Emissionen sind Abschnitt 1.3.4.2 zu entnehmen.

17. BVT ist, die NO_x-Emissionen im Abgas aus der Ofenfeuerung durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken (siehe Abschnitt 1.4.5.1) zu mindern:

a) Primärmaßnahmen/-techniken, wie:
   I. Flammenkühlung
   II. NO_x-arme Brenner
   III. Feuerung in der Ofenmitte (engl. *mid kiln firing*)
   IV. Zugabe von Mineralisatoren zur Verbesserung der Brennbarkeit des Rohmehls (mineralisierter Klinker)
   V. Prozessoptimierung (siehe Abschnitte 0 bis 1.4.5.1.6).

b) gestufte Verbrennung (für konventionelle und Sekundärbrennstoffe), auch in Kombination mit einem Vorkalzinator und dem Einsatz einer optimierten Brennstoffmischung (siehe Abschnitt 1.4.5.1.3)
c) SNCR (siehe Abschnitt 1.4.5.1.7)
d) SCR, vorbehaltlich der Weiterentwicklung des Verfahrens sowie geeigneter Katalysatoren für die Zementindustrie (siehe Abschnitt 1.4.5.1.8).

Die folgenden NO_x-Emissionswerte sind mit BVT verbunden:

Ofentyp	Einheit	Mit BVT verbundene Emissionswerte (Tagesmittelwerte)
Vorwärmeröfen[23]	mg/Nm^3	<200 – 450 [2) 3)]
Lepol- und lange Drehrohröfen	mg/Nm^3	400 – 800 [1)]

[1)] je nach Ausgangswerten und Ammoniakschlupf
[2)] Der mit BVT verbundene Emissionswert ist 500 mg/Nm^3, soweit nach Anwendung von Primärmaßnahmen/-techniken der NO_x-Ausgangswert > 1000 mg/Nm^3 beträgt.
[3)] Das vorliegende Design des Ofens, die Eigenschaften des Brennstoffmixes einschließlich der Abfälle und die Brennbarkeit des Rohmaterials können beeinflussen, ob die Werte in der angegebenen Bandbreite liegen. Werte unter 350 mg/Nm^3 werden unter günstigen Bedingungen erreicht. Der untere Wert von 200 mg/m^3 wurde nur als Monatsmittelwert von drei Anlagen berichtet, die eine leicht zu brennende Mischung einsetzen).

Tabelle 1-42: Mit BVT verbundene Emissionswerte für NO_x im Abgas der Ofenfeuerung und/oder des Vorwärmers/Kalzinators in der Zementindustrie

In diesem Zusammenhang ist zu beachten, dass bei der Mitverbrennung von Abfällen die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000].

18. Bei Anwendung von SNCR ist BVT:

a) einen angemessenen und ausreichenden NO_x-Minderungsgrad nebst stabilem Betriebsablauf einzuhalten
b) eine gute stöchiometrische Verteilung des Ammoniaks sicherzustellen, um eine maximale Wirksamkeit der NO_x-Minderung zu erreichen und den Ammoniakschlupf zu begrenzen
c) die NH_3-Emissionen (NH_3-Schlupf) soweit gering wie möglich zu halten, in jedem Fall aber unter einem Tagesmittelwert von 30 mg/Nm^3. Dabei ist die Wechselbeziehung zwischen dem NO_x-Minderungsgrad und dem NH_3-Schlupf zu berücksichtigen (siehe Abschnitt 1.4.5.1.7). In Abhängigkeit vom NO_x-Ausgangswert und dem Minderungsgrad kann der NH_3-Schlupf höher sein, d.h. bis zu 50 mg/Nm^3 betragen. Bei Lepol- und langen Drehrohröfen kann der Wert sogar noch höher liegen

[23] Anm. der Übersetzer: Gemeint sind vermutlich Öfen mit Zyklonvorwärmer, da Öfen mit Lepol-Vorwärmer in der nächsten Zeile genannt werden.

1.5.6.2 SO_x-Emissionen

Allgemeine Hinweise im Hinblick auf die SO_x-Emissionen sind den Abschnitten 1.3.4.3 und 1.4.3 zu entnehmen.

19. BVT ist, die SO_x-Emissionen gering zu halten oder die SO_x-Emissionen im Abgas der Ofenfeuerung und/oder des Vorwärmers/Kalzinators durch Anwendung einer der folgenden Maßnahmen/Techniken (siehe Abschnitt 1.4.3) zu mindern:

a) Zugabe von Absorptionsmitteln
b) Nasswäscher.

Die folgenden SO_x-Emissionswerte sind mit BVT verbundene Emissionswerte:

Parameter	Einheit	Mit BVT verbundene Emissionswerte[1)] (Tagesmittelwerte)
SO_x, angegeben als SO_2	mg/Nm^3	<50 – <400
[1)] Die Bandbreite berücksichtigt den Schwefelgehalt der Rohstoffe.		

Tabelle 1-43: Mit BVT verbundene Emissionswerte für SO_x im Abgas der Ofenfeuerung und/oder des Vorwärmers/Kalzinators in der Zementindustrie

In diesem Zusammenhang ist zu beachten, dass bei der Mitverbrennung von Abfällen die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000].

20. Beim Trockenverfahren ist BVT, die Rohmahlprozesse zu optimieren, was, wie in Abschnitt 1.3.4.3 beschrieben, im Ofen zur SO_2-Minderung führt.

1.5.6.3 CO-Emissionen und CO-Trips

1.5.6.3.1 Minderung von CO-Trips

Allgemeine Hinweise im Hinblick auf CO-Trips sind den Abschnitten 1.4.3.1, 1.4.4.3.1 und 1.4.4 zu entnehmen.

21. BVT ist, die Häufigkeit von CO-bedingten Abschaltungen (CO-Trips) bei der Verwendung von Elektro- oder Hybridfiltern durch Anwendung einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken zu minimieren, wobei die Gesamtdauer der Abschaltungen unter 30 Minuten im Jahr zu halten ist (siehe Abschnitt 1.4.4):

a) Reduzierung der Stillstandszeiten des Elektrofilters. Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 1.4.4, in dem verschiedene Maßnahmen/Techniken präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können
b) Durchführung kontinuierlicher, automatischer CO-Messungen
c) Einsatz von schnellen Mess- und Regelvorrichtungen, einschließlich eines CO-Überwachungssystems mit kurzer Ansprechzeit, das sich nah an der CO-Quelle befindet.

Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 4.2.6, in dem ein Leitfaden zur Begrenzung von CO-Trips präsentiert wird.

1.5.6.4 Emissionen an gesamtem organischen Kohlenstoff (TOC)

Allgemeine Hinweise im Hinblick auf die TOC-Emissionen sind den Abschnitten 1.3.4.5 und 1.4.5.4 zu entnehmen.

22. BVT ist, die TOC-Emissionen im Abgas der Ofenfeuerung durch Anwendung der folgenden Maßnahmen/Techniken (siehe Abschnitt 1.4.5.4) gering zu halten:

a) Vermeidung des Einbringens von Rohmaterialien mit einem hohen Gehalt an flüchtigen organischen Verbindungen in das Ofensystem über den Rohmaterialpfad.

In diesem Zusammenhang ist zu beachten, dass bei der Mitverbrennung von Abfällen die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000].

1.5.6.5 Emissionen an Chlorwasserstoff (HCl) und Fluorwasserstoff (HF)

Allgemeine Hinweise im Hinblick auf die HCl- und HF-Emissionen sind den Abschnitten 1.3.4.8 und 1.4.5.5 zu entnehmen.

23. BVT ist, die HCl-Emissionen auf unter 10 mg/Nm^3 (mit BVT verbundener Emissionswert), angegeben als Tagesmittelwert oder als Mittelwert über den Stichprobenzeitraum (Einzelmessungen über mindestens eine halbe Stunde), durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden primären Maßnahmen/Techniken zu mindern:

a) Verwendung von Rohmaterialien und Brennstoffen mit einem geringen Chlorgehalt (siehe auch Abschnitte 1.4.3.2 und 1.4.3.3)
b) Begrenzung des Chlorgehaltes in den Abfällen, die als Rohmaterial und/oder Brennstoff im Zementofen eingesetzt werden sollen (siehe Abschnitte 1.2.4, 1.4.3.2 und 1.4.3.3).

24. BVT ist, die HF-Emissionen auf unter 1 mg/Nm^3 (mit BVT verbundener Emissionswert), angegeben als HF sowie als Tagesmittelwert oder Mittelwert im Stichprobenzeitraum (Einzelmessungen über mindestens eine halbe Stunde), durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden primären Maßnahmen/Techniken zu mindern:

a) Verwendung von Rohmaterialien und Brennstoffen mit einem geringen Fluorgehalt (siehe auch Abschnitte 1.4.3.2 und 1.4.3.3)
b) Begrenzung des Fluorgehaltes in den Abfällen, die als Rohmaterial und/oder Brennstoff im Zementofen eingesetzt werden sollen (siehe Abschnitt 1.2.4, 1.4.3.2 und 1.4.3.3).

Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 4.2.2.1.1, in dem beispielhafte Konzentrationsbereiche für Inhaltsstoffe des Abfalls/Einsatzkriterien präsentiert werden. In diesem Zusammenhang ist zu beachten, dass bei der Mitverbrennung von Abfällen zudem die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000].

1.5.7 PCDD/F-Emissionen

Allgemeine Hinweise im Hinblick auf die PCDD/F-Emissionen sind den Abschnitten 1.3.4.6 und 1.4.5 zu entnehmen.

25. BVT ist, Emissionen von PCDD/F im Abgas der Ofenfeuerung durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken zu vermeiden oder zu mindern:

a) sorgfältige Auswahl und Kontrolle der Einsatzstoffe (Rohmaterialien) hinsichtlich Chlor, Kupfer und flüchtigen organischen Verbindungen
b) sorgfältige Auswahl und Kontrolle der Einsatzstoffe (Brennstoffe) hinsichtlich Chlor und Kupfer
c) Begrenzung/Vermeidung des Einsatzes von Abfällen, die chlorierte organische Stoffe enthalten
d) Vermeidung der Zuführung von Brennstoffen mit einem hohen Halogengehalt (z. B. Chlor) über die Sekundärfeuerung

e) schnelles Abkühlen der Ofenabgase auf unter 200 ºC und Minimierung der Verweilzeit der Abgase sowie des Sauerstoffgehalts in Zonen mit Temperaturen zwischen 200 und 450 °C
f) Aussetzen der Mitverbrennung von Abfällen bei Betriebszuständen wie An- und/oder Abfahrvorgängen

Die mit BVT verbundenen Emissionswerte sind <0,05 – 0,1 ng PCDD/F I-TEQ/Nm^3, angegeben als Mittelwert über den Stichprobenzeitraum (6–8 Stunden).

Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 1.4.5, in dem verschiedene Maßnahmen/Techniken präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können. In diesem Zusammenhang ist zu beachten, dass bei der Mitverbrennung von Abfällen zudem die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000].

1.5.8 Metallemissionen

Allgemeine Hinweise im Hinblick auf die Metallemissionen sind den Abschnitten 1.3.4.7, 1.3.4.7.1 und 1.4.7 zu entnehmen.

26. BVT ist, die Emissionen an Metallen im Abgas der Ofenfeuerung durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken zu mindern:

a) Auswahl von Materialien mit einem geringen Gehalt an relevanten Metallen und Begrenzung der Materialgehalte an relevanten Metallen, insbesondere an Quecksilber
b) Verwendung eines Qualitätssicherungssystems zur Sicherstellung der Eigenschaften der eingesetzten Abfallstoffe (siehe Abschnitte 1.4.3.2 und 1.4.3.3).
c) Anwendung wirksamer Entstaubungsmaßnahmen/-techniken. Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 1.4.4.3, in dem verschiedene Entstaubungsmaßnahmen/-techniken präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können.

Die folgenden Emissionswerte für Metalle sind mit BVT verbunden:

Metalle	Einheit	Mit BVT verbundene Emissionswerte (Mittelwerte über den Probenahmezeitraum bei Einzelmessungen über mindestens eine halbe Stunde)
Hg	mg/Nm^3	<0,05 [2)]
∑ (Cd, Tl)	mg/Nm^3	<0,05 [1)]
∑ (As, Sb, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V)	mg/Nm^3	<0,5 [1)]
[1)] Es wurden niedrige Werte berichtet, siehe Abschnitte **1.3.4.7**, **1.3.4.7.1** und **1.4.7** [2)] Es wurden niedrige Werte berichtet (siehe Abschnitte **1.3.4.7**, **1.3.4.7.1**und **1.4.7**). Werte über 0,03 mg/Nm^3 müssen weiter untersucht werden. Bei Werten um 0,05 mg/Nm^3 müssen zusätzliche Maßnahmen, wie in den Abschnitten **1.3.4.13**, **1.3.9.1** und **1.4.7** beschrieben, erwogen werden.		

Tabelle 1-44: Mit BVT verbundene Emissionswerte für Metalle im Abgas der Ofenfeuerung

In diesem Zusammenhang ist zu beachten, dass bei der Mitverbrennung von Abfällen zudem die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie berücksichtigt werden müssen. [59, European Commission, 2000].

1.5.9 Prozessrückstände/Abfälle

Allgemeine Hinweise zu Prozessrückständen/Abfällen sind den Abschnitten 1.3.5 und 1.4.9 zu entnehmen.

27. BVT ist, die abgeschiedenen Stäube – soweit praktikabel – im Prozess wiederzuverwerten, oder sie – soweit möglich – in anderen handelsüblichen Produkten zu verwerten.

1.5.10 Lärm

Allgemeine Hinweise im Hinblick auf Lärm sind den Abschnitten 1.3.7 und 1.4.10 zu entnehmen.

28. BVT ist, die Lärmemissionen bei der Zementherstellung durch Anwendung einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken (siehe Abschnitt 1.4.10) zu vermindern/zu minimeren:

a) Einhausung der lärmverursachenden Arbeitsvorgänge/Bauteile
b) Vibrationsisolierung der lärmverursachenden Betriebsvorgänge/Aggregate
c) Verwendung von stoßdämpfendem Material für Auskleidungs- oder Verkleidungszwecke
d) Schallisolierung von Gebäuden, um Betriebsvorgänge mit mechanischer Materialbearbeitung abzuschirmen
e) Errichtung von Lärmbarrieren, z. B. durch Bau von Gebäuden oder natürlichen Barrieren, wie der Anpflanzung von Bäumen und Büschen zwischen den zu schützenden Zonen und den lärmverursachenden Tätigkeiten
f) Einsatz von Schalldämpfern am Auslass von Abgaskaminen
g) Ummantelung von Rohrleitungen und Gebläsen, der eingehausten Bereiche
h) Schließen der Türen und Fenster von eingehausten Bereichen.

1.6 In der Entwicklung befindliche Techniken für die Zementindustrie

1.6.1 Zementherstellung in der Wirbelschicht

Das Zementsinterverfahren mithilfe eines Wirbelschichtofens war Gegenstand eines Projektes, das vom Ministerium für Internationalen Handel und Industrie in Japan seit 1986 unterstützt wurde. Eine Pilotanlage mit einer Kapazität von 20 t Klinker/d war für sechs Jahre in Betrieb, zwischen 1989 und 1995, bei Sumitomo Osaka Cement Co. Ltd. im Werk Toshigi in Japan. Eine große Pilotanlage mit einer Kapazität von 200 t Klinker/d wurde Ende 1995 errichtet.

Der Aufbau der Wirbelschichtofenanlage zur Erzeugung von 20 t Klinker/d ist in Abbildung 1.71 dargestellt. Die Anlage besteht aus einem Zyklonvorwärmer, einem Wirbelschichtgranulierofen, einem Wirbelschichtsinterofen, einem Kühler mit Wirbelschichtquenchung und einem Schüttschichtkühler.

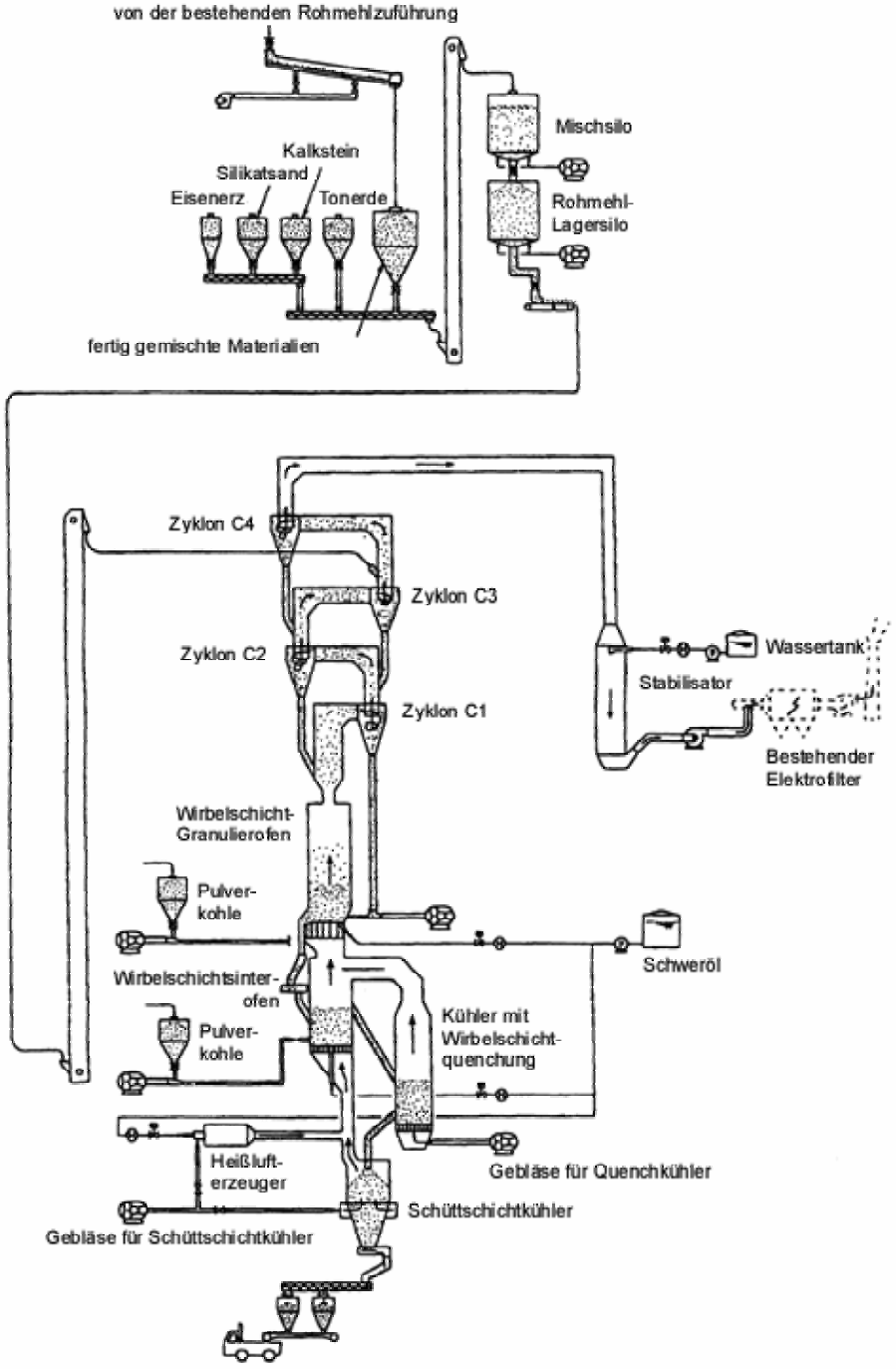

Abbildung 1.71: Zementofen mit Wirbelschicht
[22, Japan, 1996]

Der Schwebegaswärmetauscher ist ein herkömmlicher vierstufiger Zyklonvorwärmer, der das Rohmehl vorwärmt und kalziniert. Der Granulierofen granuliert das Rohmehl bei einer Temperatur von 1300 °C zu Granalien von etwa 1,5 – 2,5 mm Durchmesser. Im Sinterofen wird die Sinterung der Granalien bei einer Temperatur von 1400 °C vervollständigt. Der Kühler mit Wirbelschichtquenchung kühlt den Zementkühler schnell von 1400 auf 1000 °C ab. Abschließend wird der Zementklinker im Schüttschichtkühler auf etwa 100 °C runtergekühlt.

Der Zementklinker, der im Wirbelschichtofen hergestellt wurde, ist von gleicher oder besserer Qualität als der Klinker aus einer herkömmlichen Anlage. Die NO_x–Emissionen liegen bei 115 – 190 mg/Nm^3 beim Einsatz von schwerem Heizöl und bei 440 – 515 mg/Nm^3, wenn pulverisierte Kohle als Brennstoff eingesetzt wird (bezogen auf 10 % O_2). Einer Machbarkeitsstudie für eine 3000 t Klinker/d-Anlage zufolge kann der Wärmebedarf im Vergleich zu einem Drehrohrofen mit Zyklonvorwärmer und Rostkühler um 10 – 12 % reduziert werden; aus diesem Grund ist anzunehmen, dass die CO_2–Emissionen um 10 – 12 % geringer sind.

Laut einer Machbarkeitsstudie für eine 3000 t Klinker/d-Anlage (basierend auf den Ergebnissen der 20 t/d-Pilotanlage) soll die technische Entwicklung des Wirbelschichtofenverfahrens zur Zementerstellung abschließend folgende Ziele erreichen:

1. Reduzierung des Wärmeverbrauchs um 10 – 12 %
2. Minderung der CO_2–Emissionen um 10 – 12 %
3. Ein NO_x–Emissionsniveau von 380 mg/Nm^3 oder weniger (bezogen auf 10 % O_2)
4. Beibehaltung des aktuellen SO_x-Emissionsniveaus
5. Reduzierung der Baukosten um 30 %
6. Reduzierung der Anlagenfläche um 30 %.

1.6.2 Kombination von gestufter Verbrennung und SNCR

Eine Kombination von gestufter Verbrennung und SNCR kann theoretisch mit einer SCR vergleichbar sein. Diese Kombination wird von Lieferanten als sehr vielversprechend erachtet. Einige Ergebnisse hinsichtlich des Einsatzes von SCR werden in Abschnitt 1.4.5.1.8 beschrieben.

1.6.3 Abgasbehandlung an Zementöfen mit trockenem Natriumbikarbonat und chemischer Wiederverwertung

Beschreibung
Diese Maßnahme/Technik kommt für die Entschwefelung des Abgases von Zementöfen in Betracht, üblicherweise in Situationen, in denen Abfälle als Brennstoffe eingesetzt werden. Um einen hohen SO_2-Abscheidegrad nebst hohen Abscheideleistungen zu erreichen, wird trockenes Natriumbikarbonat eingesetzt . In Abhängigkeit von den Eigenschaften und der Zusammensetzung können natriumreiche Abfälle oftmals im Zementherstellungsprozess wiederverwendet werden. In einigen Fällen können diese Abfälle allerdings nicht verwendet werden, da dies zu einem zu hohen Natriumgehalt im Zement führen könnte.

Um eine hohe SO_2- Minderung mit einer geringen Menge an Reagenz zu ermöglichen und gleichzeitig die Wiederverwendung der Abfälle aus der Abgasbehandlung zu gestatten, können neu entwickelte Techniken auf Basis der Zweistufenfiltration des Abgases eingesetzt werden.

Zweistufenfiltration
Ein erster Staubfilter fängt den Prozessstaub auf, der im Prozess wiederverwendet werden kann und nicht mit Natrium belastet ist. Die Eindüsung des trockenen Natriumbikarbonats erfolgt hinter diesem ersten Filter. Trockenes gemahlenes Natriumbikarbonat wird eingedüst und reagiert mit dem SO_x zu Natriumsalzen, im Wesentlichen Natriumsulfat (Na_2SO_4). Diese Abfälle aus der Abgasbehandlung werden durch einen zweiten Filter, üblicherweise durch einen Gewebefilter, aufgefangen.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Diese Maßnahme/Technik ermöglicht hohe und effiziente SO_x-Minderungen in den Abgasen, ohne die interne Wiederverwertung der Abfälle aus der Abgasbehandlung zu beeinträchtigen:

- kein überhöhter Natriumgehalt im Zement
- kein zusätzliches SO_x im Abgas.

Darüber hinaus wird kein zusätzlicher Abfall erzeugt und es werden keine zusätzlichen natürlichen Ressourcen in Anspruch genommen.

Medienübergreifende Effekte
Natriumreiche Abfälle können nur in begrenztem Umfang wiederverwendet werden. Bis zum Jahr 2008 wurde dies gar nicht gemacht, weil die Wiederverwertung von natriumreichen Abfällen Auswirkungen auf die Qualität des Zements und des Klinkers hat.

In gewissem Umfang können zusätzliche SO_x-Emissionen auftreten, die durch die wiederverwerteten Kalzium- oder Natriumsulfate verursacht werden.

Es werden keine zusätzlichen natürlichen Ressourcen in Anspruch genommen, weil das Reagens $CaCl_2$ aus Anlagen zur Erzeugung von Natriumkarbonat verfügbar ist.

Zusätzliche Transportkosten können anfallen, weil die Abfälle aus der Abgasbehandlung des Zementwerks zu einer Aufbereitungsanlage transportiert werden müssen. Allerdings ist die Menge der betroffenen Abfälle relativ gering im Vergleich zum gesamten Staubaufkommen bzw. zu der Staubmenge, die kein Sulfat enthält und direkt in der Zementanlage wiederverwertet werden kann.

Betriebsdaten
Diese Maßnahme/Technik wird im vorindustriellen Maßstab erprobt. Im Jahr 2008 lagen keine Betriebsdaten für diese Technik vor.

Anwendbarkeit
Nur ein paar Versuche wurden unter Einsatz dieser Technik im Nassprozess durchgeführt.[0] Di Zwei-Stufen-Filtrationstechnik ist insbesondere gut geeignet für Anlagen, in denen Elektrofilter[0] zur Minderung der Staubemissionen verwendet werden. In diesen Fällen kann der Einbau eines zweiten Filters (Gewebefilter) weniger teuer sein als der Austausch des bestehenden.[0] [0]Al[0]lerdings gibt es keine großtechnische Anlage in der Industrie, in der die Verfahrenskombination mit Natriumbikarbonat angewendet wird.[0]

Eine Zwei-Stufen-Filtration mit Einsatz von Natriumbikarbonat war im Jahr 2008 noch in keinem Zementwerk in Betrieb, es werden aber Versuche durchgeführt.

Hinsichtlich der Aufbereitung der Abfälle aus der Abgasbehandlung werden Techniken für sulfat-haltige Abfälle im vorindustriellen Maßstab in Frankreich erprobt; andere spezifische Aufbereitungsanlagen werden untersucht/geplant. Diese Technik ist im industriellen Maßstab verfügbar und wird in Frankreich und Italien zur Behandlung von Abfällen aus der Abgasbehandlung von Hausmüllverbrennungsanlagen eingesetzt. Informationen hinsichtlich der Abfallverbrennung sind auch dem Referenzdokument über die besten verfügbaren Techniken für die Abfallverbrennung [0](„Reference Document on Best Available Techniques for Waste Incineration“) [87, European Commission, 2001] zu entnehmen.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Behandlung von Natriumabfällen als solche, um sie in der chemischen Industrie einzusetzen – wie es in der Hausmüllverbrennungsindustrie bereits gemacht wird – ist wegen des hohen Staubgehalts, der in den verwendeten Abfällen enthalten ist, ökonomisch schwer zu rechtfertigen[0].

Treibende Kraft für die Umsetzung
Anforderungen an hohe Abscheidegrade oder Abscheideleistungen für SO_x im Ofenabgas.

Referenzanlagen und -literatur
Testanlagen in Frankreich. [168, TWG CLM, 2007], [176, France, 2008], [182, TWG CLM, 2008]

1.7 Schlussbemerkungen und Empfehlungen

Ablauf des Revisionsprozesses

Die Auftaktsitzung zur Revision des BVT-Merkblatts Zement- und Kalkindustrie fand im September 2005 statt. Die technische Arbeitsgruppe (engl. Abkürzung: *TWG*) war sich einig, den Geltungsbereich dieses Dokuments zu erweitern und als zusätzlichen industriellen Sektor die Erzeugung von Magnesiumoxid (MgO/Magnesia) über die trockene Verfahrensroute in dieses BVT-Merkblatt aufzunehmen. Nach Ablauf des Zeitraums für die Datenbeschaffung fand im Februar 2007 eine zweite TWG-Sitzung statt, um zu prüfen und sich zu einigen, welche Informationen und Daten für die Revision des BVT-Merkblatts verwendet werden sollten. Weiterhin beantragte die TWG eine Ausnahme vom allgemeinen Verfahren für den Revisionsprozess in der Form, dass die Diskussion über die Kapitel 1 – 4 und die BVT-Schlussfolgerungen in drei Kapiteln –zu Zement, Kalk und Magnesiumoxid – getrennt geführt werden kann.

Auf Basis dieses Antrags der TWG und des allgemeinen Ablaufplans für die Revision der BVT-Merkblätter vom Dezember 2005, stimmte das IEF zu, die Diskussion der Kapitel 1 – 4 und der BVT-Schlussfolgerungen in drei Kapiteln – zu Zement, Kalk und Magnesiumoxid – getrennt zu führen.

Der erste Entwurf beinhaltete die revidierten Abschnitte 1 – 4 und 6 der drei Kapitel zu Zement, Kalk und Magnesiumoxid, und wurde im September 2007 zur Kommentierung veröffentlicht. Der zweite Teil des ersten Entwurfs enthielt die Abschnitte mit den bei der Bestimmung von BVT zu berücksichtigenden Techniken (Abschnitte 1.4, 2.4 und 3.4) und die BVT-Abschnitte der drei Kapitel (Abschnitte 1.5, 2.5 und 3.5), und wurde im Mai 2008 zur Kommentierung veröffentlicht. Die abschließende TWG-Sitzung fand im September 2008 statt.

Das Projekt der ersten Revision dieses BVT-Merkblatts, welches der Wegbereiter für die Revision der ersten Runde von BVT-Merkblättern war, stieß allgemein auf hohes Interesse. Zur Zeit der Auftaktsitzung hatte die TWG mehr als 110 Mitglieder.

Auf der Grundlage des allgemeinen Ablaufplans für die Revision der BVT-Merkblätter vom Dezember 2005, beinhaltete die Revision des BVT-Merkblatts für die Zement- und Kalkindustrie keine komplette Neufassung der im Dezember 2001 veröffentlichten Dokuments, sondern eine Aktualisierung und Ergänzung um weitere Informationen, bei denen (z. B. hinsichtlich der Techniken) betrachtet wurde, ob diese sich auf die BVT-Schlussfolgerungen auswirken können. Der Informationsaustausch und die Datensammlung erfolgten auf Basis der Wünsche der TWG und der auf der zweiten TWG-Sitzung vom Januar 2007 getroffenen Beschlüsse. Der vom IEF im April 2008 beschlossene Leitfaden für die Datensammlung wurde in diesem Prozess nicht angewendet.

Verwendete Informationsquellen, Überarbeitung des Zementkapitels und fortbestehende Lücken

Das revidierte Zementkapitel basiert auf auf einr Vielzahl von Dokumenten und über 50 Informationsquellen sowohl aus der Industrie als auch den Mitgliedsstaaten. Die Berichte wurden von CEMBUREAU, dem Industrieverband, der die Mehrzahl der europäischen Zementhersteller vertritt, sowie den Mitgliedsstaaten Deutschland, Österreich, Schweden, Frankreich, dem Vereinigten Königreich, Irland, den Niederlanden, Italien, Ungarn, Estland, Spanien, Portugal, Finnland und der Tschechischen Republik bereitgestellt. Weiterhin stellte EURITS, der Industrieverband, der die Mehrzahl der Verbrennungsanlagen für gefährliche Abfälle in der EU vertritt, sowie ein Anlagenhersteller aus Norwegen Informationen zur Verfügung. Diese Berichte können als die Bausteine der revidierten Teile dieses Zementkapitels angesehen werden.

Weitere hilfreiche Informationen lieferten die Besuche von Zementwerken im Vereinigten Königreich, in Österreich, Deutschland, Belgien, Spanien, Finnland und Ungarn.

Auf der Grundlage der bereitgestellten Informationen und Daten sowie der zum Ende der Kommentierungsphasen erhaltenen Kommentare wurde dieses Zementkapitel überarbeitet und Informationen und Daten aktualisiert. Weiterhin wurden zusätzliche Abschnitte verfasst, z. B. zum Einsatz von Abfällen als Brennstoff bzw. Rohmaterial, zu deren Verbräuchen im Prozess der Zementherstellung, zur Abwärmeverstromung, zu verschiedenen Luftemissionen, mit beispielhaften Kostenangaben für Abgasreinigungs- und primäre Emissi-

onsminderungsmaßnahmen/-techniken, zum Einfluss des Abfalleinsatzes auf das Emissionsverhalten sowie zu Umweltmanagementtechniken.

Trotz der vielen, sehr hilfreichen Informationen und vieler Kommentare zu verschiedenen Aspekten, muss auf einige Datenlücken und ihre Konsequenzen für das Zementkapitel hingewiesen werden:

- Es fehlen Informationen zur Häufigkeit von Emissionsmessungen, z. B. bei periodischen Messungen.
- Es fehlen Informationen zu den Quecksilberemissionen und dem Zusammenhang dieser Emissionen mit den verfügbaren technischen Möglichkeiten zur Quecksilberminderung.
- In gewissem Umfang fehlen konsistente Informationen hinsichtlich der Techniken und Messeinrichtungen für Emissionsmessungen, z. B. von Quecksilberemissionen.
- Hinsichtlich des Einsatzes von Aktivkohle lagen nur Informationen und Daten zur Minderung der SO_x-Emissionen vor, anstatt dies als eine Multikomponenten-Minderungstechnik für andere Luftemissionen zu betrachten.
- Die vorliegenden Daten zum Abfalleinsatz unterschieden sich innerhalb der EU-27 z. B. hinsichtlich der Beschreibungen und Kenngrößen, weil sie auf anlagenspezifischen Angaben beruhen. Die in diesem Zusammenhang übermittelten Daten enthalten viele spezifische Details, führen jedoch zu der Schlussfolgerung, dass es schwierig ist, allgemeingültige quantitative Aussagen zu diesem Thema zu machen. Die entsprechende BVT-Schlussfolgerung basiert daher auf einem qualitativen Ansatz.
- Als eine in Entwicklung befindliche Technik wird die Zementherstellung in der Wirbelschicht beschrieben (siehe Abschnitt 1.6.1); allerdings lieferte die TWG keine Hinweise, wie diese Technik weiter entwickelt werden sollte/könnte.

Auf der abschließenden TWG-Sitzung gab es eine detaillierte Diskussion über die Quellen und mögliche Minderungstechniken für Quecksilberemissionen. Diese Diskussion ergab Folgendes:

- Die Höhe der Quecksilberemissionen wird hauptsächlich durch die Rohmaterialzusammensetzung beeinflusst. Die vorgelegten Emissionsdaten zeigten, dass Emissionswerte unter 0,05 mg/Nm^3 erreichbar sind; es waren allerdings keine Erkenntnisse verfügbar, worin diese niedrigen Werte begründet sind. CEMBUREAU willigte ein, diese Frage zu erforschen, um ein bessere Verständnis der Quecksilberemissionen zu erlangen, und zu klären, in wieweit dieses Problem alle Anlagen betrifft. CEMBUREAU wird versuchen, zur nächsten Revision dieses BVT-Merkblatts umfassende Daten zu diesem Thema zu liefern.
- In Deutschland und Österreich werden aufgrund gesetzlicher Verpflichtungen kontinuierliche Messungen der Quecksilberemissionen durchgeführt (in Deutschland seit 2000). In 2008 waren in der deutschen Zementindustrie 34 kontinuierliche Messeinrichtungen für Quecksilberemissionen in Betrieb. Die Messgeräte wurden weiter entwickelt und die Leistungsfähigkeit der kontinuierlichen Messeinrichtungen bis 2008 im Allgemeinen verbessert, um einwandfrei zu funktionieren und verlässliche Ergebnisse zu liefern. Es wurde generell festgestellt, dass in einigen Fällen zusätzliche Wartungsmaßnahmen erforderlich waren. In einign anderen Fällen war es notwendig, in Abstimmung mit der zuständigen Behörde die auf dem Markt befindlichen Geräte anzupassen, um sie für die jeweilige Anwendung geeignet zu machen. Es gibt nur wenige Fälle (10 %), in denen kontinuierliche Messeinrichtungen nicht ordnungsgemäß genutzt werden können. Abschließende Feststellungen zur Langzeitstabilität dieser Geräte sind noch nicht möglich. Die Intervalle für eine wiederkehrende Wartung der kontinuierlichen Messeinrichtungen müssen auf der Grundlage weiterer Praxiserfahrungen angepasst werden. Im Oktober 2007 befragte das deutsche Umweltbundesamt die Hersteller und Anbieter dieser Quecksilbermessgeräte zu ihren Erfahrungen. Im Ergebnis sind nun Leitfäden zur Qualitätssicherung verfügbar, die für die meisten kontinuierlichen Messeinrichtungen auch Anforderungen hinsichtlich der Wartung beinhalten. Weiterhin ist die ordnungsgemäße Kalibrierung der kontinuierlichen Messeinrichtungen gemäß der europäischen Norm EN 14181 eine Herausforderung. Im Falle der kontinuierlichen Messeinrichtungen für Quecksilber ist dieser Kalibrierungsprozess anspruchsvoller als bei Messeinrichtungen für andere Emissionen, z. B. von Staub oder NO_x. Die wiederkehrenden Prozeduren zur Qualitätssicherung sollten nur von erfahrenem Personal durchgeführt werden.[24]

[24] Anm. d. Übersetzer: In der englischen Fassung enthält dieser Spiegelstrich noch zwei weitere Sätze, die jedoch im unmittelbaren Anschluss praktisch wortgleich wiederholt werden. Da sich diese Sätze auf beide Spiegelstriche beziehen, ist zu vermuten, dass beim Verschieben der Sätze in den Folgeabsatz lediglich versäumt wurde, sie im 2. Spiegelstrich zu löschen. Dieses haben wir in der Übersetzung behoben.

Hinsichtlich der Verbesserungen und weiterer Entwicklungen sollten die laufenden Forschungsarbeiten verfolgt und weitere Untersuchungen durchgeführt werden. Ihre Ergebnisse sollten bei der nächsten Revision dieses BVT-Merkblatts berücksichtigt und Informationen und Daten zu diesem Thema gesammelt werden, um allgemeine quantitative Aussagen zur kontinuierlichen Messung der Quecksilberemissionen machen zu können.

Konsensniveau bei der abschließenden TWG-Sitzung

Die Schlussfolgerungen aus den Arbeiten am Zementkapitel wurden bei der abschließenden TWG-Sitzung im September 2008 angenommen. Die wichtigsten Diskussionsthemen bei dieser abschließenden TWG-Sitzung waren die BVT-Schlussfolgerungen. Die vorgeschlagenen BVT für die Zementindustrie wurden Schritt für Schritt diskutiert.

Bei dieser abschließenden TWG-Sitzung wurde eine weitgehend Einigkeit über die Besten Verfügbaren Techniken für die Zementindustrie erzielt; es wurden keine abweichenden Standpunkte zu Protokoll gegeben. Daher kann der Informationsaustausch – auch in der Rückschau über den gesamten Zeitraum des Prozesses – als erfolgreich angesehen werden.

Empfehlungen für die weitere Arbeit

Der Informationsaustausch und sein Ergebnis hinsichtlich der Zementindustrie, d. h. das Zementkapitel in diesem Dokument, stellen einen wichtigen Fortschritt auf dem Weg zur integrierten Vermeidung und Verminderung von Umweltverschmutzungen bei der Zementherstellung dar. Der Prozess könnte durch weiterführende Arbeiten in folgenden Bereichen fortgesetzt werden:

- Sammlung von Daten unter Beachtung der Hinweise aus dem im April 2008 vom IEF beschlossenen Leitfaden, um die Leistungsfähigkeit bestimmter Techniken, insbesondere von BVT-Kandidaten, auf Basis anlagenbezogener Werte zu ermöglichen
- Sammlung von Daten hinsichtlich der Zusammenhänge zwischen Verfahrensart, Abfalleinsatz (Arten, Menge) und Emissionen
- Sammlung von Kostenangaben (z. B. Investitions- und Betriebskosten) zu allen Techniken, die bei der Bestimmung der BVT zu berücksichtigen sind
- Sammlung von Kostenangaben in Abhängigkeit vom Wirkungsgrad der Minderungstechniken
- Sammlung von Daten zum Energieverbrauch, einschließlich der besten Leistungswerte der verwendeten Ofentypen
- Sammlung von Informationen und Daten zur Minderung der NO_x-Emissionen, insbesondere zur SCR- und SNCR-Technik
- Sammlung von Informationen zu den NH_3-Emissionen
- Sammlung weiterer Informationen zum Einsatz von Aktivkohle als Multikomponenten-Minderungstechnik, z. B. zur Minderung der SO_x-Emissionen[25]
- Sammlung von Informationen zur Emissionsüberwachung und den Messhäufigkeiten bei periodischen Messungen, die zur Überprüfung der Genehmigungsauflagen durch die Behörden angewendet werden können.
- Prüfung der Revision des Merkblatts über allgemeine Prinzipien der Anlagenüberwachung (engl. *Reference Document on the General Principles of Monitoring*)
- Sammlung von Informationen und Daten zu den Emissionen an organischem Gesamtkohlenstoff (TOC)
- Sammlung von Daten zu Metallemissionen und Erforschung von Techniken, die zur Minderung der Metallemissionen (Quecksilber) angewendet werden können
- Sammlung von Informationen und Daten zu allen Einsatzstoffen, insbesondere hinsichtlich des Quecksilbereintrags
- Sammlung von Informationen und Daten zu Annahmekriterien für einzusetzende Abfälle

[25] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ein Übertragungsfehler, da – wie oben ausgeführt – im Gegensatz zu anderen Schadstoffen zur Minderung der SO_x-Emissionen bereits Informationen und Daten vorlagen.

- Sammlung von Informationen zu kontinuierlichen Überwachungsmethoden/-techniken für Quecksilberemissionen, die in der Zementindustrie eingesetzt werden
- Sammlung von Informationen zur Wirbelschichttechnik zur Zementherstellung.

Vorgeschlagene Themen für zukünftige Forschungs- und Entwicklungsarbeiten

Für die Anwendung der SCR-Technik zur NO_x-Minderung in der Zementindustrie sind noch einige weitere Arbeiten zur Entwicklung geeigneter Katalysatoren sowie zur Weiterentwicklung des Verfahrens erforderlich (siehe BVT-Schlussfolgerung 17 d in Abschnitt 1.5.6.1).

Insbesondere hinsichtlich der im Abschnitt „In der Entwicklung befindliche Techniken“ (Abschnitt 1.5.2), beschriebenen Techniken wird noch einige weitere Forschungs- und Entwicklungsarbeit erforderlich sein, damit diese Techniken zukünftig bei der Bestimmung von BVT für die Zementindustrie in Betracht kommen können.

Abgesehen davon initiiert und unterstützt die EU mit ihren Forschungs- und Entwicklungsprogrammen eine Reihe von Projekten zu umweltfreundlichen Techniken, fortgeschrittenen Abwasser- und Recyclingtechnologien sowie -Managementstrategien. Möglicherweise können diese Projekte hilfreiche Beiträge zu zukünftigen Revisionen von BVT-Merkblättern liefern. Die Leser werden daher ermuntert, das Europäische IVU-Büro (EIPPCB) über jegliche Forschungsergebnisse zu informieren, die für den Geltungsbereich dieses Dokuments relevant sein können (siehe dazu auch das Vorwort zu diesem Dokument).

2 LIME INDUSTRY

2.1 General information about the lime industry

2.1.1 Lime and its application

Lime has been used from almost the 'beginning of time', e.g. for 8000 years in the Near East. There is also evidence that the use of quicklime (CaO) and hydrated lime ($Ca(OH)_2$) in construction was widespread as early as 1000 B.C. among many civilisations, including the Greeks, Egyptians, Romans, Incas, Mayas, Chinese, and Mogul Indians. The Romans even knew of its chemical properties and used it, for example, for bleaching linen and medicinally as limewater.

In 2008, lime is used in a wide range of products and applications, each suited to particular market requirements. For example, lime and its derivatives are used as a fluxing agent in steel refining, as a binder in building and construction, and in water treatment to precipitate impurities. Lime is also used extensively for the neutralisation of acidic components of industrial effluent and flue-gases.

Lime is applicable and used in many sectors of different industries and agriculture and this product is present in daily life in the form of many applications as shown in Table 2-1.

Application sectors	Application details
Environment – gas	• used to neutralise flue-gas pollutants such as sulphur and chlorine • blended with additives, it captures heavy metals
Environment – water	• effluent treatment – treatment of industrial and mining waste water (pH adjustment, removal of phosphorus and nitrogen, and water clarification) • potable water softening and removal of impurities from drinking water • waste water treatment
Environment – waste	• treatment of medical and hazardous waste • treatment of organic and inorganic sludges
Environment – contaminated lands	• adjustment of pH and immobilisation of sulphates, phosphates and heavy metals
Construction and civil work	• used in the production of bricks and structured block • masonry and plaster mixes for building facades • soil stabilisation and lime road binders
Agriculture	• soil treatment – to adjust the pH of soils to give optimum growing conditions and hence improve crop yields
Steel and non-ferrous metals	• used in steelmaking processes in order to reduce sulphur and phosphorus, to modify slag viscosity, to protect refractories and to form the slag • used as a flux in the smelting of copper, lead, zinc and other metals from their ores • used to neutralise and coat wire after it is cleaned with acid
Chemical and paper industry	• paper – manufacturing process; pulp and raw material for precipitated calcium carbonate (PCC) • oil additive for lubricants (such as sulphonates, phenates and salicylates) • plastics – used as a desiccant in the manufacture of petrochemical based products • used in leather tanning • used in the glass and soda industries • acid neutralisation
Pharmaceutical, personal care and food	• use in the matrix composition of drugs • used in the manufacture of calcium phosphate, a toothpaste additive • used in the manufacture of food and drink additives • used in the sugar industry to precipitate out impurities from beet and cane extracts and also to neutralise odours generated by beet washing and transport

Table 2-1: Lime, a versatile material – some industrial applications
[44, EuLA, 2006]

2.1.2 World lime production

In 2006, the total world lime production was estimated to be 172 Mt/yr, including captive lime, as shown in Table 2-2.

Country	Annual production	
	Mt/yr	%
Brazil	6	3.5
China	75	43.6
EU-25	28	16.3
Other European countries	2	1.2
India	4	2.3
Japan	10	5.8
Mexico	4	2.3
Russia	8	4.7
US	20	11.6
Other countries	15	8.7
Total	172	100

Table 2-2: Best estimate of world quicklime and dolomite production in 2006 in the EU-27, including captive lime production
[44, EuLA, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

2.1.3 Geographical distribution and general economic considerations in Europe – principal indicators

2.1.3.1 Annual production

Germany, France, Poland, Belgium, Spain and Italy are the largest producers of lime in the EU-27, which account for about 20 % of the total world lime production. In four EU Member States, no lime is produced, and these are Cyprus, Malta, Luxembourg and the Netherlands. The structure of the lime industry varies from one Member State to another. However, in most EU countries the lime industry is characterised by small and medium sized companies. Thus, there are more than 100 companies operating in the European Union. Most of them are small producers often with one single plant. However, there has been a growing trend towards concentrations in recent years, with a small number of large international companies having gained a considerable market share. Figure 2.1 illustrates the European production market in the EU-27, as it was in 2004 which represented almost 25 million tonnes of lime for a total European production of 28 million tonnes including commercial and captive lime production.

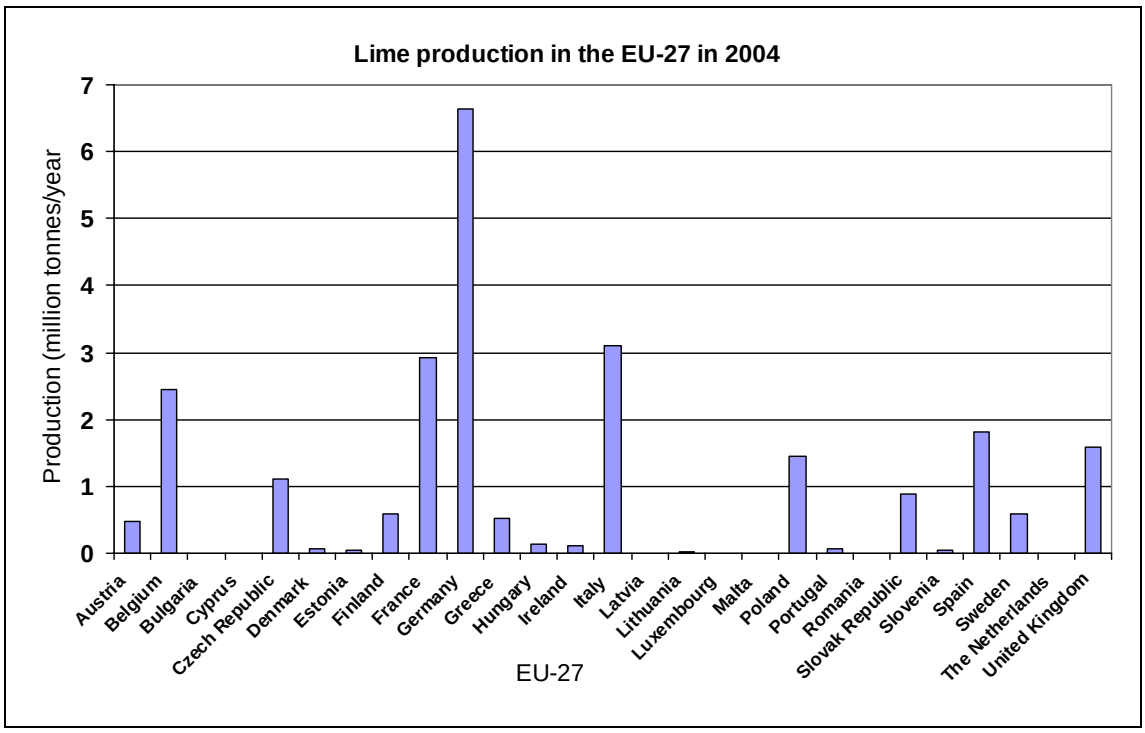

Figure 2.1: Lime and dolomite production in the EU-27in 2004
[44, EuLA, 2006]

The production of lime in the EU countries dropped at the end of the 1980s, only to increase again at the beginning of 1994. This was as a consequence of changes in patterns of consumption. One of the main users of lime, the iron and steel industry, reduced its specific lime consumption per tonne of steel from 100 to 40 kg. However, around the middle of the 1990s the growing use of lime for environmental protection brought sales figures back up again.

In the past, total lime consumption in the EU stagnated because sectors with increasing demand, such as water treatment and flue-gas desulphurisation, only partially compensated for the decreased demand in the traditional steel and metallurgy sectors.

Lime is a low cost but bulky material, so it tends to be transported only over relatively short distances. Exports of lime from the EU only amount to a few per cent of the production. The 2004 estimated market shares of commercial lime in the EU-27 countries by different sectors are shown in Table 2-3.

Sectors	Contribution (%)
Steel making and non-ferrous metals processing	30 – 40
Environmental protection, agriculture and forestry	30
Construction and clay soil stabilisation	15 – 20
Others: chemicals, non-ferrous metal refining, PCC for paper, food, feed and healthcare	10 – 15

Table 2-3: Distribution of commercial lime by sectors in the EU-27 in 2004
[44, EuLA, 2006]

2.1.3.2 Key environmental and sustainable development issues

The key environmental issues for the production of lime are the energy consumption, CO_2 emissions from the process and combustion, air pollution control (essentially dust), transport and extraction site restoration [44, EuLA, 2006].

The key sustainable development issues for the extraction of the main raw materials for lime production reside in the access to high quality limestone and dolomite deposits to secure geological reserves for a long term future. Geologically, limestone is a common stone. However, it is rare to find deposits with all of the following essential characteristics:

- reserve for 50 years or more
- high chemical purity
- specific physical and mechanical properties
- proximity to transport infrastructures
- environmental constraints.

Table 2-4 shows the predicted use of limestone for 2030 as compared to the year 2003.

Raw material limestone and dolomite use trend 2003 – 2030		
Lime applications: construction materials and industrial uses (steel, paper, glass, sugar, soil protection, environment protection)	2003 million tonnes per year	2030 million tonnes per year
Lime/dolime production after calcination of limestone and dolomite	25	32
Raw materials for producing lime and dolime	50	64

Table 2-4: Trend of raw material limestone and dolomite use in the period 2003 – 2030 [44, EuLA, 2006]

2.1.3.3 Type of lime and dolomitic lime

Often the term ‘lime’ is used incorrectly to describe limestone products. This is a frequent cause of confusion. Lime includes quicklime and slaked lime and this term ‘lime’ is synonymous with the term ‘lime products’. Quicklime, or so-called ‘burned lime’, is calcium oxide (CaO) produced by decarbonisation of limestone ($CaCO_3$). Slaked lime is produced by reacting or ‘slaking’ quicklime with water and consists mainly of calcium hydroxide ($Ca(OH)_2$). Slaked lime includes hydrated lime (dry calcium hydroxide powder), milk of lime and lime putty (dispersions of calcium hydroxide particles in water). However, 90 % of the total amount produced is lime and 10 % dolime.

These different types of lime are used for a wide variety of applications. A distinction is made between calcium limes, dolomitic limes and hydraulic limes. Calcium limes are by far the largest category and are supplied in lump, ground and hydrated forms. Dolomitic limes are more specialised products and are supplied in smaller quantities in lump, ground, hydrated and dead burned forms.

Hydraulic limes are partially hydrated and contain cementitious compounds, and are used exclusively in building and construction.

In this document, only non-captive lime production will be discussed.

Table 2-5 shows the different synonyms used in the lime field with their corresponding CAS (a division of the American Chemical Society) Registry numbers and their EC numbers found in the EINICS Inventory (European Inventory of Existing Commercial Chemical Substances).

Chemical compound	Chemical formula	Synonyms	EC #	CAS #
Calcium oxide	CaO	Lime, burned lime and quick-lime	215-138-9	1305-78-8
Calcium magnesium oxide	CaO•MgO	Dolomitic lime, dolime	253-425-0	37247-91-9
Calcium hydroxide	$Ca(OH)_2$	Calcium hydrate, calcium hydroxide, caustic lime, hydrated lime and slaked lime	215-137-3	1305-62-0
Calcium magnesium tetrahydoxide	$CaMg(OH)_4$	Dolomitic hydrated lime, calcium magnesium hydroxide	254-454-1	39445-23-3

Table 2-5: Lime nomenclatures, EC and CAS numbers
[44, EuLA, 2006]

2.1.3.4 Lime Installations

There were approximately 211 lime-producing installations in the European Union (excluding captive lime production) in 2003, which were distributed across the EU Member States as shown in Table 2-6.

Country		Production of lime & dolime	Production of dead burned dolime
Belgium	BE	6	1
Bulgaria	BG	6	1
Czech Republic	CZ	5	0
Denmark	DK	1	0
Germany	DE	39	1
Estonia	EE	1	0
Greece	EL	19	0
Spain	ES	22	2
France	FR	16	0
Ireland	IE	1	0
Italy	IT	36	1
Cyprus	CY	0	0
Latvia	LV	1	0
Lithuania	LT	1	0
Luxembourg	LU	0	0
Hungary	HU	3	0
Malta	MT	0	0
Netherlands	NL	0	0
Austria	AT	6	0
Poland	PL	8	0
Portugal	PT	4	0
Romania	RO	8	0
Slovenia	SI	3	0
Slovakia	SK	6	0
Finland	FI	6	0
Sweden	SE	7	0
United Kingdom	UK	6	2
TOTAL		**211**	**8**

Table 2-6: Number of non-captive lime plants in the EU-27 Member States with production exceeding 50 t/d – total from 2003
[44, EuLA, 2006], [139, Italy, 2007]

In 2006, there were a total of about 597 kilns producing commercial lime (excluding captive lime kilns) in the EU-27 which can be grouped into six different types of kilns. Table 2-7 and Figure 2.2, Figure 2.3 and Figure 2.4 show the number of operated kilns per type of kiln and their relative importance in the production of lime, dolime and sintered dolime (dead burned lime) in the EU-27.

Type of kiln	Number of kilns
Long rotary kiln (LRK)	26
Rotary kiln with preheater (PRK)	20
Parallel flow regenerative kiln (PFRK) (standard and fine lime)	158
Annular shaft kiln (ASK)	74
Mixed-feed shaft kiln (MFSK)	116
Other kilns (OK)	203
TOTAL	**597**

Table 2-7: Number of operational lime kilns per type of kiln in 2004 in the EU-27 [44, EuLA, 2006] [46, Germany, 2006]

Other kilns (OK) can be:

- double-inclined shaft kilns
- multi-schamber shaft kilns
- central burner shaft kilns
- external chamber shaft kilns
- beam burner shaft kilns
- internal arch shaft kilns
- travelling grate kilns
- 'topshaped' kilns
- flash calciner kilns
- rotating hearth kilns.

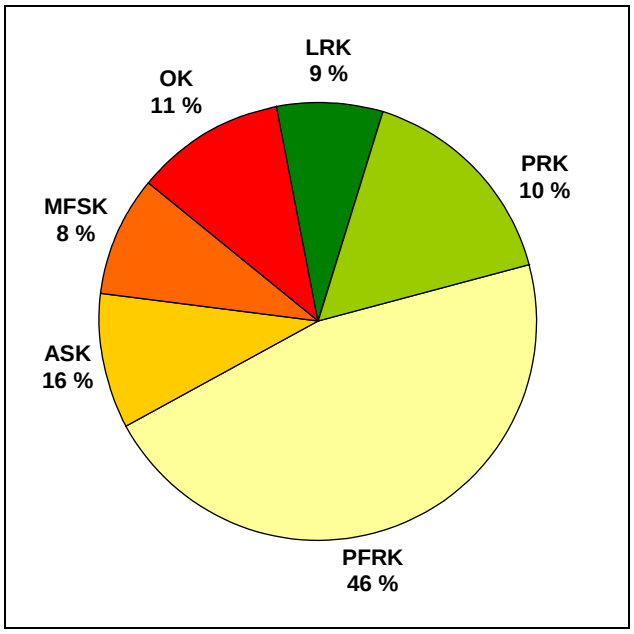

Figure 2.2: Production of commercial lime per type of kiln in the EU-27 in 2004 [44, EuLA, 2006]

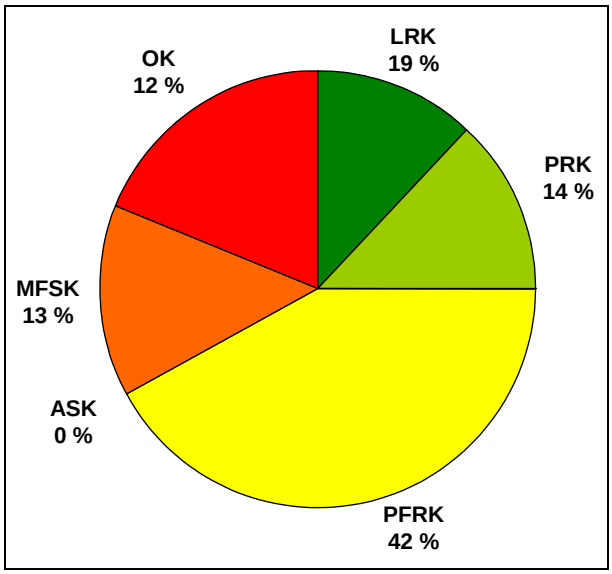

Figure 2.3: Production of commercial dolime per type of kiln in the EU-27 in 2004 [44, EuLA, 2006]

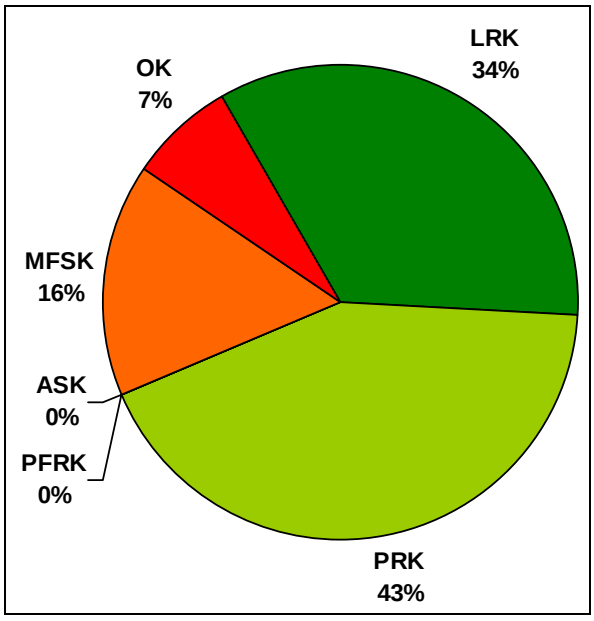

Figure 2.4: Production of commercial sintered dolime per type of kiln in the EU-27 in 2004 [44, EuLA, 2006]

For manufacturing lime, dolime or sintered dolime, typical capacities of lime kilns are between 50 and 500 tonnes per day. Only about 10 % of these lime kilns have a capacity of less than 10 or more than 500 tonnes per day. Table 2-8 gives an overview oft the numbers of different types of kilns per country in the EU-27 in 2003 for the production of lime and dolime.

Country		Long rotary kiln (LRK)	Rotary kiln with pre-heater (PRK)	Parallel flow regenerative kiln (PFRK)	Annular shaft kiln (ASK)	Mixed-feed shaft kiln (MFSK)	Other kilns (OK)	Total
Belgium	BE	5	3	14	5	9	1	**37**
Bulgaria	BG	1	-	2	-	-	29	**32**
Czech Republic	CZ	-	2	8	-	4	2	**16**
Denmark	DK	1	-	-	-	-	-	**1**
Germany	DE	1	6	15	32	64	17	**135**
Estonia	EE	-	-	-	-	-	2	**2**
Greece	EL	2	-	2	2	-	40	**46**
Spain	ES	3	1	34	1	1	9	**49**
France	FR	-	2	18	23	-	5	**48**
Ireland	IE	-	-	1	-	-	-	**1**
Italy	IT	-	-	31	4	-	35	**70**
Cyprus	CY	-	-	-	-	-	-	**0**
Latvia	LV	-	-	-	-	-	1	**1**
Lithuania	LT	1	-	-	-	-	-	**1**
Luxembourg	LU	-	-	-	-	-	-	**0**
Hungary	HU	-	-	3	-	-	-	**3**
Malta	MT	-	-	-	-	-	-	**0**
Netherlands	NL	-	-	-	-	-	-	**0**
Austria	AT	-	-	3	3	1	3	**10**
Poland	PL	-	-	4	-	36	1	**41**
Portugal	PT	-	-	3	-	-	6	**9**
Romania	RO	-	-	7	-	-	14	**21**
Slovenia	SI	-	-	-	2	-	10	**12**
Slovakia	SK	-	4	3	-	1	13	**21**
Finland	FI	5	-	3	1	-	-	**9**
Sweden	SE	5	-	4	-	-	-	**9**
United Kingdom	UK	5	2	8	-	-	6	**21**
Total		29	20	163	73	116	194	**595**

Table 2-8: Number of lime kilns per country in the EU-27 in 2003 for the production of lime and dolime, not including captive kilns
[44, EuLA, 2006], [139, Italy, 2007]

The lime industry is a highly energy intensive industry with energy accounting for 30 – 60 % of total production costs. Kilns are fired with fossil fuels, such as solid, liquid or gaseous fuels as well as waste fuels and/or biomass. The use of waste as fuels depends on the expected lime quality. The use of waste can have an effect on lime quality and the characteristics of wastes have to be investigated before being used. The use of fossil fuels has decreased and the use of waste fuels has grown over the last few years. Table 2-9 shows the distribution of the fuel types used in the EU-27 in 2003.

Type of fuel	Unit	EU-27 2003
Gas (fossil)	%	43
Solid (fossil)	%	41
Liquid (fossil)	%	7
Others	%	-
Waste	%	8
Biomass	%	1

Table 2-9: Distribution of fuels used in lime burning in the EU-27 in 2003
[16, EuLA, 2001], [44, EuLA, 2006]

The main emissions from lime production are atmospheric emissions from the kiln. These result from the particular chemical composition of the raw materials and fuels used. However, significant dust emissions can occur from any part of the process, notably the hydrator and the kiln. Furthermore, diffuse dust emissions can occur, e.g. from conveyors, from transport and from bulk storage. Potentially significant emissions from lime plants include carbon oxides (CO, CO_2), nitrogen oxides (NO_x), sulphur dioxide (SO_2) and dust.

2.2 Applied processes and techniques in lime manufacturing

The process for lime manufacturing consists of the burning of calcium and/or magnesium carbonates at a temperature of between 900 and 1200 ºC, which is sufficiently high to liberate carbon dioxide, and to obtain the derived oxide ($CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2$). For some processes, significantly higher burning temperatures of up to 1800 ºC are necessary, for example dead burned dolomite.

The calcium oxide product from the kiln is generally crushed, milled and/or screened before being conveyed to silo storage. From the silo, the burned lime is either delivered to the end user for use in the form of quicklime, or transferred to a hydrating plant where it is reacted with water to produce hydrated or slaked lime.

Figure 2.5, Figure 2.6 and Figure 2.7 show the basic steps involved in the overall lime manufacturing process listed as follows [44, EuLA, 2006]:

- quarrying/winning of raw material from limestone properties
- limestone storage and preparation
- storage and preparation of different types of fuels
- calcination of limestone
- quicklime hydration and slaking
- quicklime processing
- other processing of lime
- storage, handling and transport.

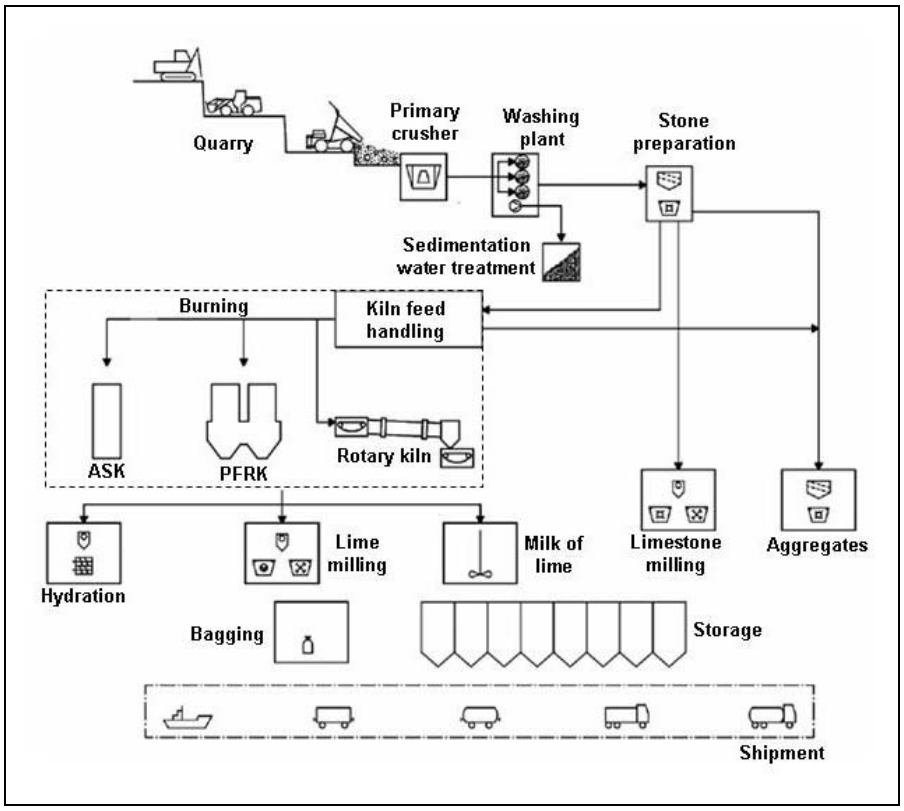

Figure 2.5: Overview of the lime manufacturing process
[44, EuLA, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [177, EULA, 2008]

2.2.1 General production process description

The manufacture of lime depends first on the quality of the limestone which is inherent of the geological situation of the deposit. The limestone is processed and charged into a kiln where it undergoes a thermal decomposition reaction with the resultant production of calcium oxide and carbon dioxide. This 'product', commonly called burned lime or quicklime, is processed in size and is then stored, transported or further processed. Figure 2.6 shows a flow diagram of the cornerstones for lime production.

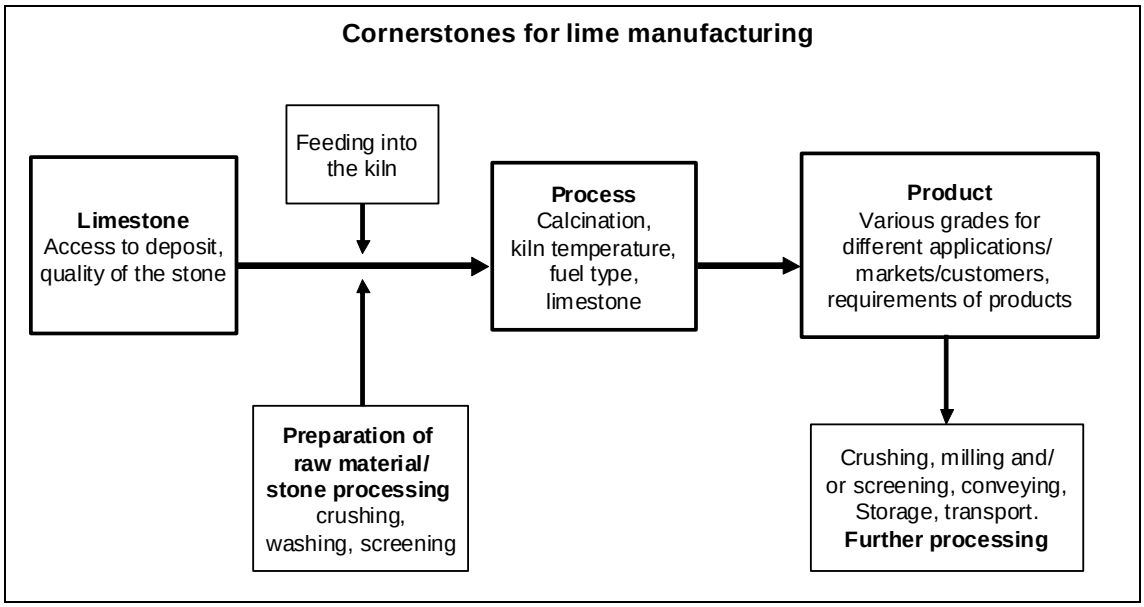

Figure 2.6: Flow diagram of the cornerstones for lime manufacturing
[44, EuLA, 2006]

The three big cornerstones 'limestone', 'process' and 'product' form the basis of a 'matrix' being dependent on each other for producing a product necessary for the different market demands. Lime is used for the production of various products which can be used by a wide range of industrial sectors and it is an indispensable interim product for many processes. The various ranges of application, however, also require various physico-chemical properties of the lime products. The requirements of lime qualities are laid down, in particular, in National as well as European Standards, but also in direct agreements between manufacturers and customers. The lime industry has always been prepared to comply with the wide range of quality requirements with a mature technique, i.e. special kiln types including their respective fuels.

The quality of the limestone, $CaCO_3$ and dolomite $CaMg(CO_3)_2$ respectively play a particular role in the production process, on the final quality of the lime and on the chemical composition. The kiln technique, i.e. kiln type and fuel used, considerably influences the properties of the lime produced. Therefore, various kiln types for the achievement of various lime qualities were developed worldwide. On the basis of the available limestone deposits together with the requirement profile of the customer, the optimal kiln/fuel combination was chosen in order to develop the best available techniques for the lime manufacturing process.

The process for manufacturing lime is shown in Figure 2.5 and Figure 2.7.

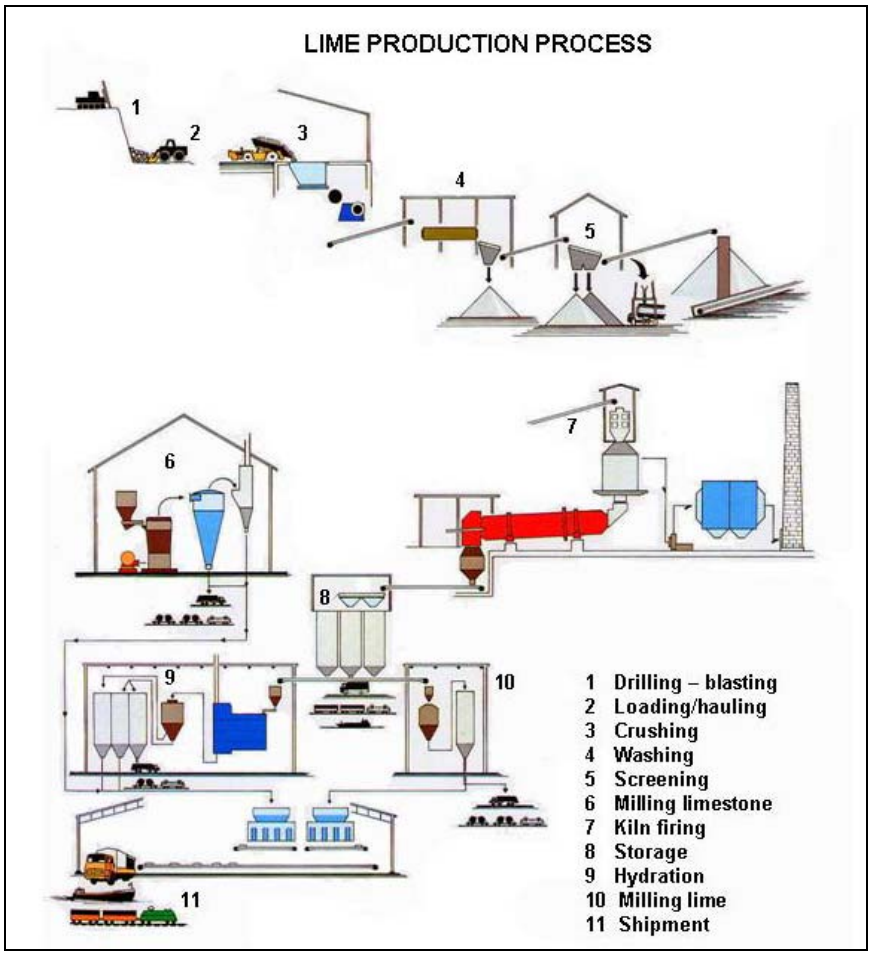

Figure 2.7: Overview of a lime manufacturing process [44, EuLA, 2006]

2.2.2 Raw materials and winning of limestone

The raw material for lime production is limestone or, to a lesser extent, dolomite or dolomitic limestone. Ten per cent of the total's world volume of sedimentary rock is limestone.

Typically, limestone contains more than 90 % $CaCO_3$ and a few per cent $MgCO_3$. Dolomite is a double carbonate containing 54 – 58 % $CaCO_3$ and 40 – 44 % $MgCO_3$. Dolomitic limestone usually refers to a limestone containing $MgCO_3$ at a higher level than limestone but less than dolomite. The raw material, such as limestone, can be more than 360 million years old. While limestone deposits are relatively abundant in many countries, only a small proportion is suitable for commercial extraction.

Limestone rock is formed first from the combined dissolution process of calcium ions and carbon dioxide which follows either an organic route with the action of a variety of organisms or an inorganic route involving the crystallisation of carbonate. This process is then followed by a process called diagenesis or conversion of sediments into rocks. This process is quite complex involving several organic, physico-chemical routes. It is, therefore, conceivable to find that limestone exists in many forms depending on how it was originally formed. This is then reflected on its grain size, microstructure, texture, impurities, and carbonate content.

The level of impurities or trace elements and the carbonate content are particularly important for the suitability of the limestone for many applications. Table 2-10 shows the typical range of common impurities or trace elements generally found in limestone. An example of raw material composition from used limestone in a Hungarian lime plant is shown in Section 4.3.2.1 in Table 4-29.

Impurities or metals	Units	Typical range
Silica (as SiO_2)	%	0.1 – 2.0
Alumina (as Al_2O_3)	%	0.04 – 1.5
Iron (as Fe_2O_3)	%	0.02 – 0.6
Sulphur (S)	%	0.0024 – 0.118
Carbonaceous matter	%	0.01 – 0.5
Manganese (as MnO_2)	mg/kg	20 – 1000
Antimony	mg/kg	0.1 – 3
Arsenic	mg/kg	0.1 – 15
Boron	mg/kg	1 – 20
Cadmium	mg/kg	0.1 – 1.5
Chromium	mg/kg	3 – 15
Copper	mg/kg	1 – 30
Lead	mg/kg	0.5 – 30
Mercury	mg/kg	0.02 – 0.1
Molybdenum	mg/kg	0.1 – 4
Nickel	mg/kg	0.5 – 15
Selenium	mg/kg	0.02 – 3
Silver	mg/kg	0.2 – 4
Tin	mg/kg	0.1 – 15
Vanadium	mg/kg	1 – 20
Zinc	mg/kg	3 – 500

Table 2-10: Typical impurities and trace elements in limestone
[44, EuLA, 2006], [70, Hungary, 2006], [126, Oates, 1998]

However, for the production of natural hydraulic lime the raw materials used contain 65 – 90 % $CaCO_3$ and $MgCO_3$. The purity of this raw material is different from raw materials which are used for the production of other types of lime. Furthermore, the organic content, expressed in terms of TOC, is much higher and is in the range of between 0.8 and 5 % [127, Portugal, 2007].

The raw material, such as high purity limestone or dolomite, is quarried, precrushed and, in some cases, washed and then screened before being transported to the lime plant. Limestone is normally obtained by surface quarrying, generally adjacent to the lime plant and the raw material can be transported directly by using belt conveyors to the plant, but in some cases sea dredging or even underground mining are used. The supply of raw material from quarries far away from the plant is also possible, e.g. by using vessels. A typical mining process includes:

- removal of the overburden (i.e. the soil, clay and loose rock positioned on the deposit)
- blasting of rock
- loading and transportation of the blasted rock to the crushing and screening plant.

Useful information regarding mining/quarrying can be found in the Reference Document on Best Available Techniques for Management of Tailings and Waste-Rock in Mining Activities [47, European Commission, 2004].

2.2.3 Limestone preparation, cleaning and storage

2.2.3.1 Limestone preparation

The manufacture of lime depends first on the quality of the limestone which is inherent of the geological situation of the deposit. Selective mining can improve the quality of limestone for the calcinations process. If the impurities or trace elements are present heterogeneously, some of them can generally be removed by selective quarrying, washing or screening. However, if present homogeneously in limestone, these processes are ineffective. The properties of the limestone such as its porosity, hygroscopic behaviour or water absorption, bulk density, hardness, strength and decrepitating properties are interdependent. They are found to play a crucial role in the calcination or burning process and the chemical and physical properties of the resultant end-product.

It is typical for the limestone to be drilled and blasted on manageable benches. The blasted limestone is then fed to the crushing and screening processes.

Limestone rocks with sizes of one metre in diameter are often crushed in primary crushers to an appropriate size range of 100 – 250 mm. Depending on the nature of the rock (hardness, lamination, size, etc.) various types of primary crushers are used, such as: jaw crushers, gyratory crushers and impact crushers. Sometimes crushing plants are located at the quarry and are mobile.

Crushed limestone from the primary crusher is transported via conveyors to vibrating screens, where large pieces are separated and recycled while those passing through are used as kiln charge, or may be fed into the secondary crushers located further down the process line.

Secondary crushers are used for crushing the limestone to a size range of 5 – 80 mm. As the kiln charge does not have to be very fine, jaw and impact crushers are also often used as secondary crushers, as are hammer mills.

After crushing, the limestone is screened in a screening unit and then transported to limestone storage silos, stockpiles or bunkers for storage prior to feeding into the lime kilns by using belt conveyors and/or bucket elevators.

The particle size distribution of the crushed and screened limestone must be compatible with the requirements of the kiln. This generally requires the limestone to be screened to a stone size ratio of, ideally 2:1, or at least 3:1.

2.2.3.2 Limestone storage

Screened sizes of limestone are stored in bunkers and in outdoor stockpiles. Fine grades are usually stored in silos and stockpiles.

2.2.3.3 Limestone washing

Before feeding into the kiln, the limestone is sometimes washed, e.g. in washing drums or on screens. Fewer than 10 % of the lime plants wash the limestone in order to reduce the amount of natural sand and clay, which may have a negative effect on the kiln process, or affect the quality of the final products.

This washing aids the burning process by leaving free space between the stones for combustion air circulation, thus reducing the amount of excess air and saving electrical energy. Techniques for piling the limestone, for better washing, have been developed.

Suspended solids are removed from the washing water by:

- settling pits which may later be left for recultivation
- dehydration in filter presses.

The purified water from both systems is re-used in the washing process as shown in Figure 2.8.

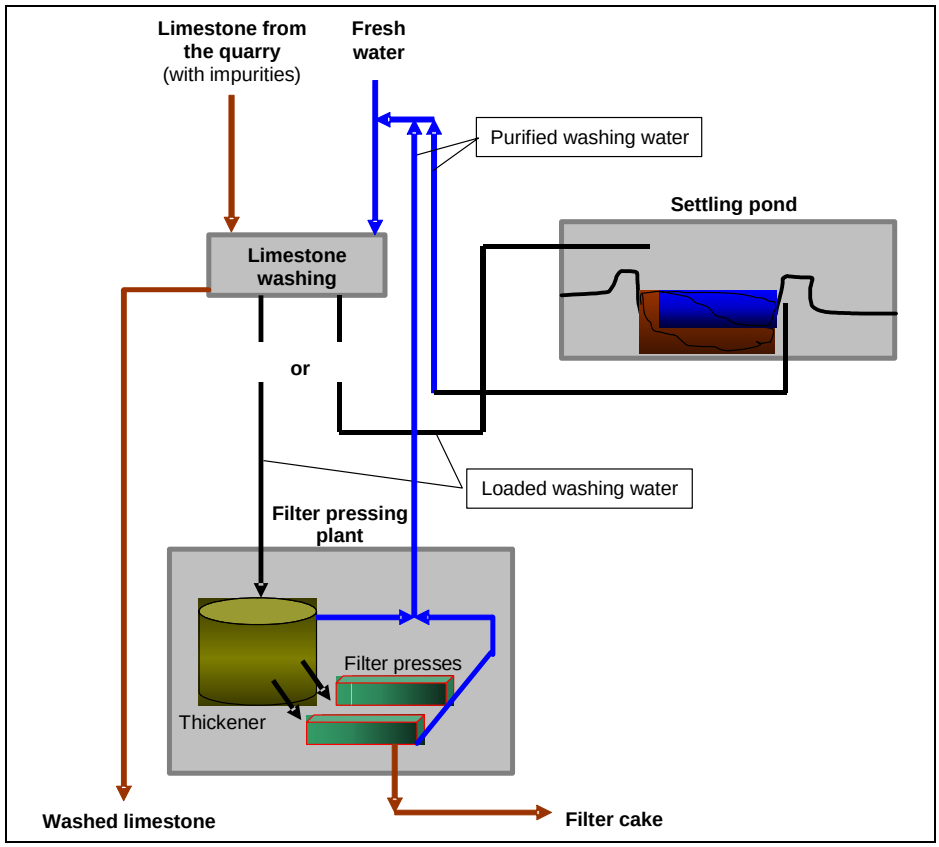

Figure 2.8: Material flow diagram for limestone washing and washing water purification [46, Germany, 2006]

2.2.4 Fuels – preparation and storage

The lime industry is a highly energy intensive industry with energy accounting for up to 60 % of total production costs. In lime burning, the fuel provides the necessary energy for calcining. It also interacts with the process, and the combustion products react with the quicklime. Many different fuels are used in lime kilns. The most common in the EU are natural gaseous fuels, such as natural gas, coke oven gas, solid fuels such as coal (hard coal, pulverised lignite and petcoke), coke/anthracite as well as liquid fuels such as heavy and/or light fuel oil. Waste is also used as fuel, e.g. used oil, plastics, paper, and animal meal (meat bone meal) or sawdust [44, EuLA, 2006], [45, Schorcht, 2006], [46, Germany, 2006].

Most kilns can operate on more than one fuel, but some fuels cannot be used in certain kilns. Some fuels require a special refractory kiln lining. Table 2-11 shows the percentage of types of fuels used in different lime kilns in 2003 and Figure 2.9 shows the types of fuels and the energy used in 2005 in the EU-27.

Type of fuel	Fuel description	Percentage of fuels used in different types of lime kilns (%)					
		LRK	PRK	ASK	PFRK	MFSK	OK
Gas (fossil)	Natural gas, coke oven and converter gas, butane/propane gas	3	26	69	64	0	51
Solid (fossil)	Coal, petcoke, metallurgical coke, lignite, anthracite	81	60	6	20	100	32
Liquid (fossil)	Heavy, medium and light fuel oil	1	3	14	10	0	10
Waste (fossil and biomass)	Waste wood, tyres, plastics, waste liquid fuels, animal fat, meat bone meal	14	11	11	3	0	7
Biomass	Wood, woodchips, sawdust, wastes from agriculture and forestry	0	0	0	3	0	0

Table 2-11: Types of fuels used in different lime kilns in 2003 in the EU-27 [44, EuLA, 2006], [46, Germany, 2006], [64, Czech Republic, 2006]

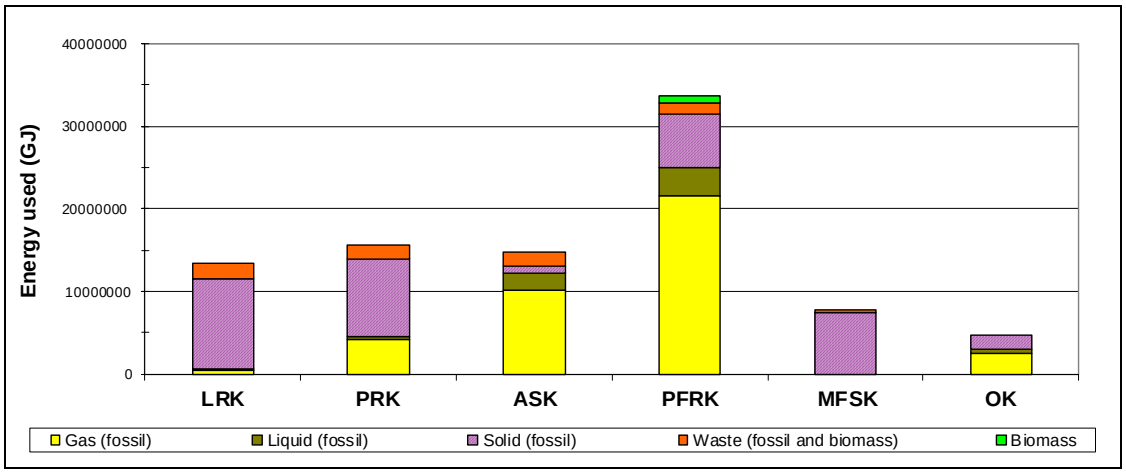

Figure 2.9: Types of fuels used for the lime kiln firing process in 2005 in the EU-27 [44, EuLA, 2006]

The choice of fuel(s) for a lime-burning operation is very important for the following reasons:

- cost of fuels – the cost of fuel per tonne of lime can represent 30 to 60 % of the production cost
- availability of fuel on the market
- quality of the lime – the effect of fuel on lime quality influences the residual CO_2 level, impurities, whiteness, and the reactivity and the sulphur content, etc.
- emissions – fuel affects the emission levels of carbon dioxide, carbon monoxide, smoke, dust, sulphur dioxide and nitrogen oxides, all of which have an environmental impact
- saving of primary energy – fuel oil and natural gas.

A comparison of different fuels with regard to specific costs and sulphur content can be found in Abbildung 3.13 of the DBM chapter of this document (see Section 3.4.5).

The fuels are prepared, as required for the injection system (heated, pulverised), which can be of the direct or indirect firing type. In the case of solid fuels, this involves delivery at the appropriate particle size for the installed handling system. In the case of liquid and gaseous fuels, the required pressure and (as appropriate) temperature need to be maintained.

Often coal is milled by a coal mill and stored in a silo. Safety problems, such as risks regarding explosions of the coal dust have to be considered, e.g. the use of pressure shock proof silos of up to 10 bar pressure and the use of inert gas. Lignite, coal and sawdust must be stored in such a way that self-ignition of the fuel is avoided.

An example of a dosing system principle for a shaft kiln is shown in Figure 2.10 and Figure 2.11.

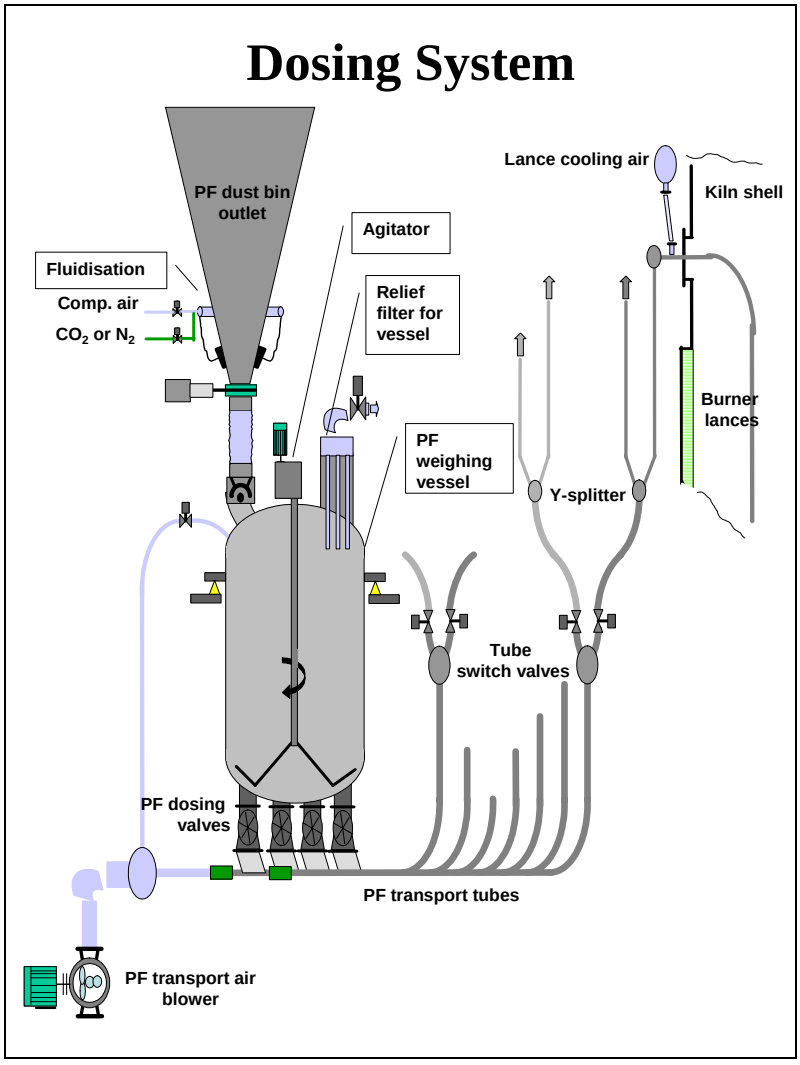

Figure 2.10: Flow diagram of a shaft kiln dosing system example [44, EuLA, 2006]

Figure 2.11: Example of a shaft kiln dosing system
[44, EuLA, 2006]

2.2.5 Use of waste

2.2.5.1 General aspects

Lime manufacturing requires a substantial input of energy, thus making fuel the largest production cost. The use of waste fuels enables the lime producer to reduce the consumption of fossil fuels such as gas and liquid fuels and contributes to the economic viability of the lime sector in Europe. Since 1997, the European lime industry has been using more waste fuels as well as biomass. However, the quality of these waste fuels is important for using in lime manufacturing. Furthermore, the use of waste has an effect on the lime quality, such as the limitation of the usage of the lime. In any case, the use of waste fuels is also cost effective in relation to transport costs and unit prices of these fuels.

The EU Member States subject the use of waste fuels to rather different legal requirements. Requirements are imposed on the characteristics of wastes and on a number of substances which are contained in waste materials. In France, Germany and the UK, specifications and thresholds are listed, which may vary from region to region. In addition for metals, different thresholds with different totals are defined by the national or regional authorities.

Like any fuel switch and due to the specific product requirements and the nature of the production processes, the specific physical properties of the waste fuels have to be considered and need to be very precisely defined (e.g. physical state, net calorific value, chemical composition). High calorific waste, such as some pretreated fractions of waste can replace primary fuel in lime kilns. Therefore, a constant waste quality is essential, e.g. sufficient calorific value, high reactivity, low moisture, metal, chlorine and ash content. Furthermore, the waste materials have to be suitable for the burners (multi-channel burners).

The selection of the appropriate waste fuels also depends on the desired product qualities and on the technical possibilities to inject them into the selected kiln. Their use is mainly limited by:

- the physical and chemical properties that do not always meet the relevant physical, chemical or process-specific requirements. Hence, it is impossible to burn lumps of solid fuel in PFRK kilns
- the availability on the market.

Waste fuels have to be available in sufficient quantities. Such fuels are not prepared in lime plants. Normally different types of combustible wastes or wastes with separable high calorific fractions are prepared in special waste management facilities in such way that they can be directly burned in lime kilns without any additional treatment on their production site. An exception concerns the filtering of liquid fuels, which prevents coarse particles from clogging the control valves or the burner.

The selection of fuels (fossil or waste) also has to take into account the quality requirements of the products and is highly dependent on site-specific circumstances. Therefore, only a limited number of waste fuels are suitable for the production of lime.

These waste fuels represent about 4 % of all the energy consumed by the European lime industry. In fact in 2005, the use of wastes as fuels was carried out in seven countries, which were the Czech Republic, Denmark, Finland, France, Germany, Sweden and the UK, as shown in Figure 2.12.

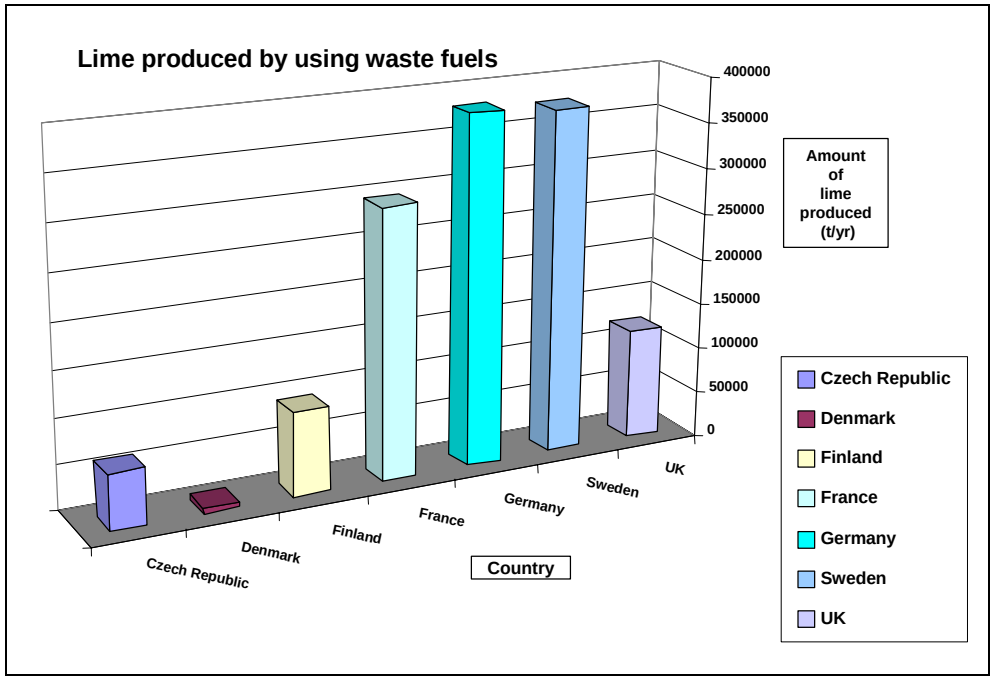

Figure 2.12: Amount of lime produced by using waste fuels in different European countries [50, Germany, 2006], [51, EuLA, 2006]

Useful information regarding waste treatment can be found in the Reference Document on Best Available Techniques for Management of the Waste Treatments Industries [48, European Commission, 2005].

Information regarding waste incineration can also be found in the Reference Document on Best Available Techniques for Waste Incineration [87, European Commission, 2001]. Further information is available in the Waste Incineration Directive 2000/76/EC [59, European Commission, 2000].

2.2.5.2 Technical aspects

When using wastes as fuels, the lime manufacturing process is not fundamentally changed. Lime kilns can operate with very different substitution rates, such as from low levels of substitution where waste fuels supply only a small percentage of the total energy, up to total substitution.

The use of waste can be carried out in rotary kilns (RK), annular shaft kilns (ASK), parallel flow regenerative kilns (PFRK) or other shaft kilns (OSK). The selection of the kiln type depends on the quality requirements and production capacities. Figure 2.13 shows the number and type of kilns burning waste fuels in the different European countries. More information regarding the different types of kilns used in the lime industry can be found in Section 2.2.7 of this document.

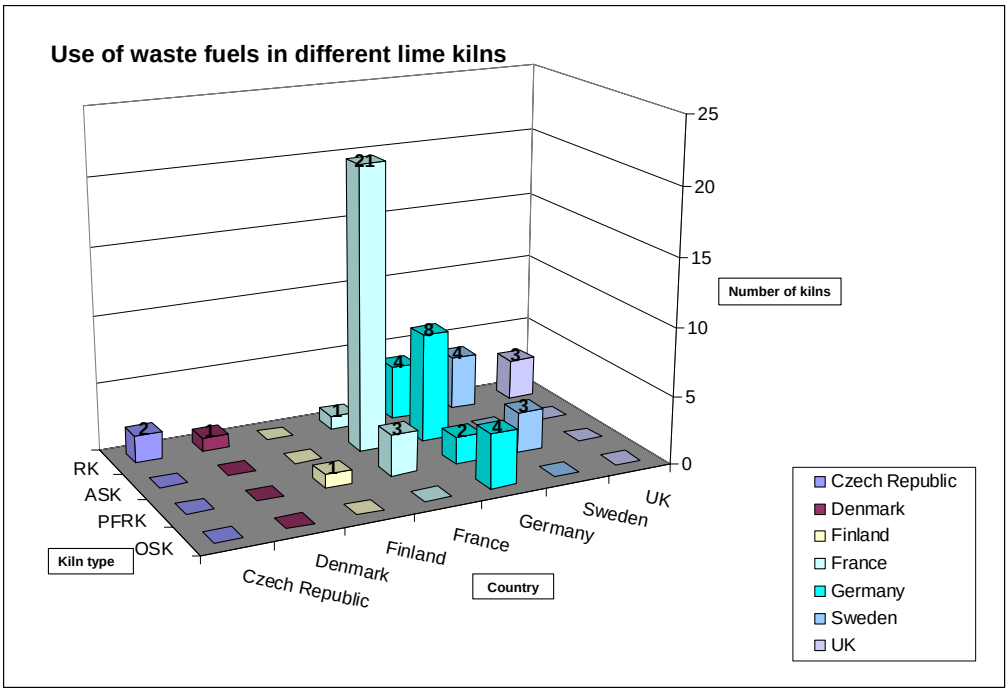

Figure 2.13: Distribution of lime kilns using waste fuels in different European countries [50, Germany, 2006], [51, EuLA, 2006]

For using waste fuels in the above-mentioned kilns except parallel flow regenerative kilns (PFRK), special burners either for gaseous fuels or for liquid fuels have to be used. These kilns are equipped with lances specifically designed for the combustion of gaseous, liquid and solid fuels.

In rotary kilns (RK), so-called multi-channel kiln burners for firing different fuels (gaseous, solid and liquid) can also be used as shown in Figure 2.14 and Figure 2.15.

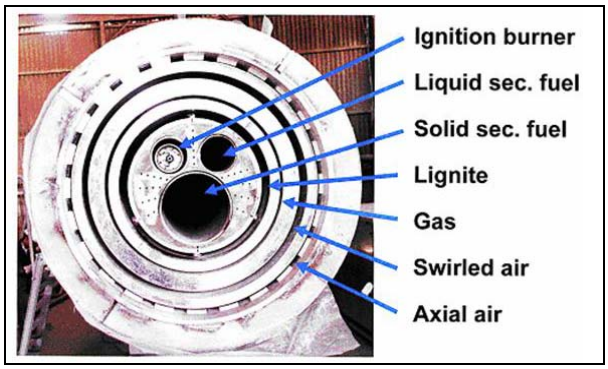

Figure 2.14: Front view of a multi-channel burner used in a rotary kiln (RK) [50, Germany, 2006] [51, EuLA, 2006]

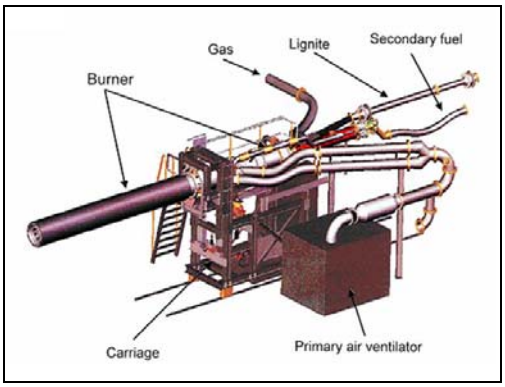

Figure 2.15: RK burner engineering [50, Germany, 2006], [51, EuLA, 2006]

2.2.5.3 Types of waste fuels used

The market availability is largely responsible for the observed differences in the type of waste fuels used in different European countries, as shown in Table 2-12.

Country	Types of waste fuels		
	Liquid	Solid – pulverised	Solid – lump
Czech Republic	x		x
Denmark		x	
Finland	x		
France	x	x	x
Germany	x	x	x
Sweden	x		x
United Kingdom	x		

Table 2-12: Types of waste fuels used in different European countries [50, Germany, 2006], [51, EuLA, 2006]

Liquid and solid waste fuels include the following components and can be fired in different kilns as shown in Table 2-13 and Table 2-14.

Liquid waste fuels	Solid waste fuels
Waste oil	Solid derived fuels
Solvent and liquid derived fuels	Plastics (except PVC)
Animal fat	Waste wood
	Tyres
	Meat bone meal

Table 2-13: Components of liquid and solid waste fuels [50, Germany, 2006], [51, EuLA, 2006]

Type of kiln	Type of waste fuel		
	Liquid	Solid – pulverised	Solid – lumps
Long rotary kiln (LRK)	x	x	x
Rotary kiln with preheater (PRK)		x	x
Parallel flow regenerative kiln (PFRK)	x	x	
Annular shaft kiln (ASK)	x	x	x
Other kilns (OK)	x	x	

Table 2-14: Waste fuels used in different kiln types
[50, Germany, 2006], [51, EuLA, 2006]

Liquid waste fuels can be used in rotary kilns (LRK, PRK), annular shaft kilns (ASK), parallel flow regenerative kilns (PFRK) and special types of other kilns (OK), e.g. regular shaft kilns with side burner and dual incline kilns. When solid fuels are pulverised, they can be used in all the above-mentioned types of kilns. Small lumps of solid fuel can only be used in rotary kilns (LRK, PRK) or annular shaft kilns. By using wastes as fuels, neither solid nor liquid wastes are produced.

The techniques used by suppliers to prepare and blend certain waste fuel qualities depend on the characteristics of the input material and the requirements of the users. The following types of non-hazardous solid wastes are treated (for example sorting, crushing, pelletising) in waste facilities for using in lime manufacturing:

- mono waste material with a high calorific value like used tyres, animal meal
- mixtures of different mono waste materials (e.g. production-specific textile or plastic waste)
- separated high calorific fraction of mixed municipal waste, mixed commercial waste or mixed construction and demolition waste.

Liquid waste fuels are prepared by blending different wastes like used solvents or waste oil with suitable calorific values in special waste management facilities. Normally only simple pretreatment (removal of bottoms, sediments and water) is necessary. In some cases, e.g. machining oil/emulsion, chemical processes are necessary to remove metallic pollutants and additives.

Useful information regarding waste treatment can be found in the Reference Document on Best available Techniques for the Waste Treatments Industries [48, European Commission, 2005]

Liquid waste fuels can be hazardous. This has to be taken into account for handling (e.g. storing, feeding) this type of fuel. Therefore, vapour recovery is used to avoid emissions of organic compounds. Vapour recovery systems are operated in a way which ensures that the flow of organic substances is permitted only upon connection of the vapour recovery system. The vapour recovery system and attached facilities release no gas to the atmosphere during normal operation, with the exception of releases necessary for safety reasons.

An example of handling and using waste oil for the firing process is described and can be found in Section 4.3 (lime manufacturing).

By using animal fat it has to be noted that due to its viscosity this waste material solidifies at temperatures of 40 °C and may plug pipes and fittings. A handling of animal fat above temperatures of above 40 °C is necessary by, e.g. using additional heating [50, Germany, 2006], [51, EuLA, 2006].

2.2.5.4 Quality control of solid waste fuels

Due to the specific product requirements and the nature of the production processes, waste fuels need to have very precisely defined physical properties. In lime manufacture, only waste with characteristics for this specified purpose can be used.

High calorific waste can replace primary fuels in lime kilns and therefore a constant waste quality is essential, e.g. sufficient calorific value, low moisture, metal, chlorine and ash content, and the waste has to be suitable for the burners. Such fuels are prepared in special waste management facilities.

Before preparation by the supplier, the waste material has to be checked and analysed regarding different quality characteristics, e.g. defined sufficient calorific values, low moisture content and low content of pollutants, such as sulphur, chlorine and metals because of the possible pollution into the lime as well. Examples of typical pollutant contents which are allowed to be in waste oil and animal fat used in lime manufacturing are shown in Section 4.3.2.2 (see Table 4-30). Waste fuels can be produced in different forms, such as pellets. Furthermore, before using for kiln firing, prepared and delivered waste materials are analysed as well. For analysing the different wastes, special laboratory equipment is used. An example for the quality control of solid waste fuels burned in rotary kilns is given in Section 4.3.4 [50, Germany, 2006], [51, EuLA, 2006].

To guarantee the characteristics of the waste fuel, a quality assurance system is required. In particular, this includes provisions for the sampling, the sample preparation, the analysis and the external monitoring. More useful information can be found in the technical specifications of the European Committee for Standardisation, such as CEN/TC 343 ‘Solid Recovered Fuels’.

The origin and classification of the waste has to be specified according to the European Waste Catalogue (EWC) [49, European Commission, 2000]. This catalogue classifies waste materials and categorises them according to how they were produced and what their characteristics are. The EWC is referred to in a number of EU Directives and Commission Decisions regarding waste management.

The supplier of waste has to classify the waste and has to confirm that the fuels ready for use have the characteristics specified for the purpose of lime manufacturing in different kilns.

An example for quality control is described along with the explanation of classification of waste and can be found in Section 4.3.4 [44, EuLA, 2006], [46, Germany, 2006]

2.2.6 Quicklime and dolomite production

2.2.6.1 Calcination of limestone – chemical reaction

Lime is produced by burning calcium and/or magnesium carbonates at temperatures of between 900 and 1200 °C. Furthermore, temperatures of up to 1800 °C can be possible, e.g. for achieving sintering (e.g. dead burned dolime). These temperatures are sufficiently high in order to liberate carbon dioxide and to obtain the derived oxide. This chemical reaction of calcium carbonate thermal decomposition is often referred to as ‘calcination’ and can be expressed as follows:

$$\underset{100\ g}{CaCO_3}\ \text{heat} \longleftrightarrow \underset{56\ g}{CaO} + \underset{44\ g}{CO_2}\uparrow$$

Therefore, the process depends on an adequate firing temperature of at least more than 800 °C in order to ensure decarbonisation and a good residence time, i.e. ensuring that the lime/limestone is held for a sufficiently long period at temperatures of 1000 – 1200 °C to control its reactivity.

The reactivity of quicklime is a measure of the rate at which the quicklime reacts in the presence of water. The test method to measure the reactivity of ground lime by slaking the lime in water is described in the European standard EN 459-2. To measure the reactivity of lump lime, some other methods are used in the lime industry, such as the so-called 'Wuhrer-Test' [44, EuLA, 2006].

The reactivity of lime depends on different parameters related to the raw material and the process. These parameters are:

- burning temperature and time
- crystalline structure of the limestone
- impurities of the limestone
- kiln type and fuel.

The classification of lime is often seen in terms of its reactivity, such as:

- dead burned
- hard
- medium
- soft.

The European standard method for assessing the reactivity of lime is to measure the time, so-called 't60', which corresponds to the time a mixture of lime and water (under standardised conditions) takes to rise from 20 to 60 °C. In practice, the higher the 't60', the lower the reactivity of the lime produced. However, there are no standards to define the product quality (soft, medium, hard burned) because the borders are not clearly defined. Figure 2.16 shows the change of the reactivity (t60), as a function of the burning temperature as well as the nature of the limestone.

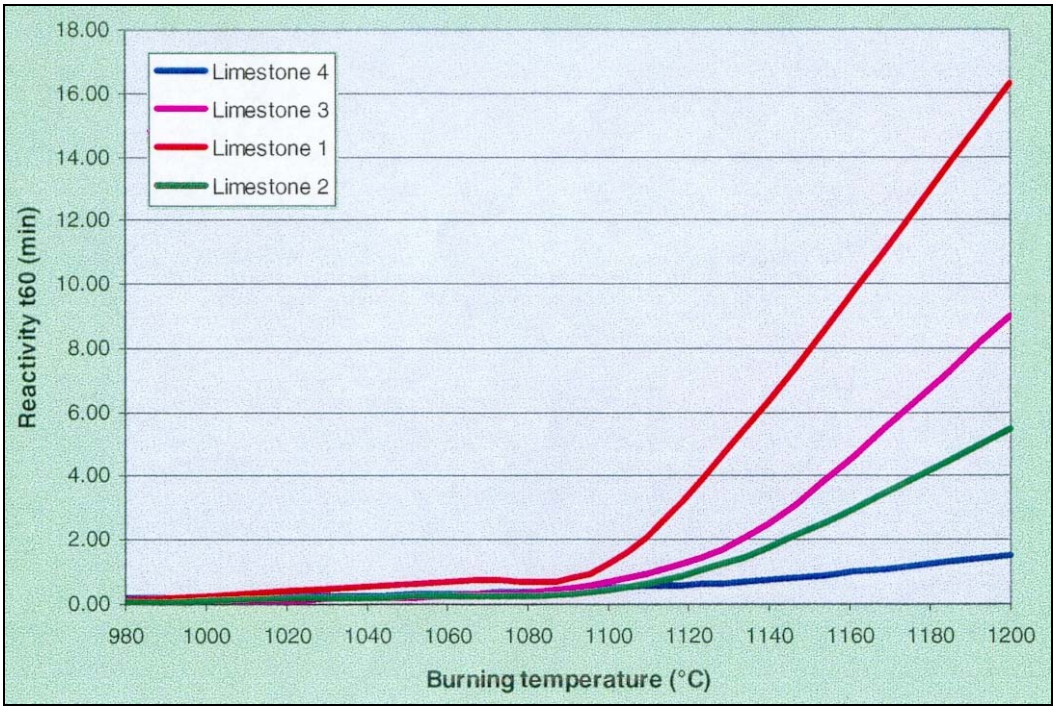

Figure 2.16: Change of reactivity versus burning temperature and type of limestone [44, EuLA, 2006]

Lime with a lower reactivity is often referred to as medium, hard and dead burned. The decrease of reactivity is accompanied by a reduction of the surface and the porosity of the lime, which is called sintering.

Each specific type of lime has a particular reactivity which, in turn, is governed by the requirements of the application and the specific process. As mentioned above, the characteristics of lime also depend on the limestone feed material, the type of kiln and the fuel used. For example, coke-fired shaft kilns generally produce quicklime with a medium to low reactivity, whereas gas-fired parallel flow regenerative kilns usually produce a high reactivity lime. The chemistry and reactivity of lime are the main parameters that drive the market.

Figure 2.17 shows the difference in morphology (particle form) and surface of soft burned lime compared to medium and hard burned lime taken and scanned by a scanning electron micrograph (SEM, magnification: SEMx5000).

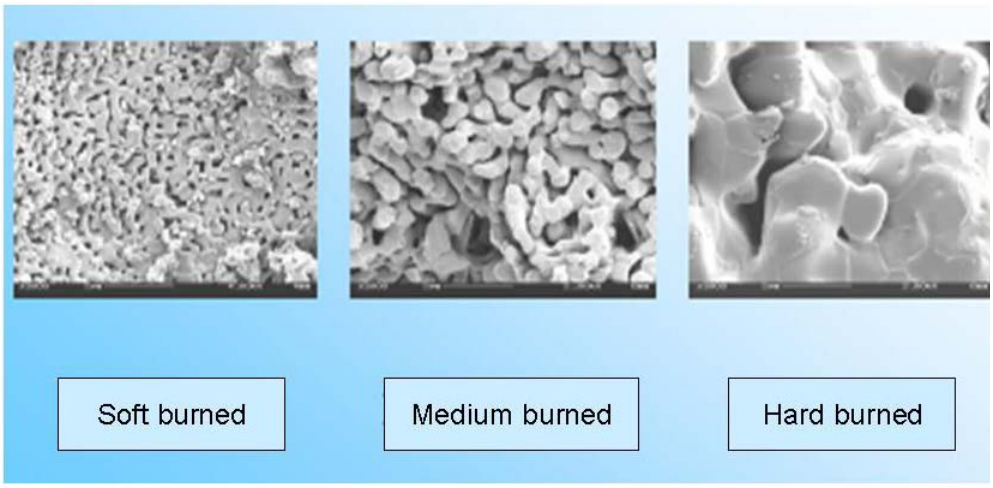

Figure 2.17: Morphology of soft, medium and hard burned lime
[44, EuLA, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

The decomposition of dolomites and magnesium/dolomitic limestone is much more complex. Decomposition can occur via a single or two discrete stages or even via intermediate stages [44, EuLA, 2006]:

$$\underset{184\ g}{CaCO_3 \cdot MgCO_3} + heat \longleftrightarrow \underset{140\ g}{CaCO_3 \cdot MgO} + \underset{44\ g}{CO_2 \uparrow}$$

$$\underset{140\ g}{CaCO_3 \cdot MgO} + heat \longleftrightarrow \underset{96\ g}{CaO \cdot MgO} + \underset{44\ g}{CO_2 \uparrow}$$

$$\underset{184\ g}{CaCO_3 \cdot MgCO_3} + heat \longleftrightarrow \underset{96\ g}{CaO \cdot MgO} + \underset{88\ g}{2CO_2 \uparrow}$$

The temperature required for the decomposition of dolomites and magnesium/dolomitic limestone is usually in the range of 500 – 750 °C.

2.2.6.2 Calcining of limestone in the kiln

Passing limestone (with or without a significant magnesium carbonate content) through the kiln can be divided into three stages or heat transfer zones, which are illustrated in Figure 2.18 and described below:

1. *Preheating zone*: Limestone is heated from ambient temperature to about 800 °C by direct contact with the gases leaving the calcining zone composed mainly of combustion products along with excess air and CO_2 from calcinations.

2. *Burning zone or calcining zone*: Fuel is burned in preheated air from the cooling zone and (depending on the design) in additional 'combustion' air added with the fuel. In this zone, temperatures of >900 °C are produced. From 800 to 900 °C, the surface of the limestone starts to decompose. At temperatures above the decomposition temperature of limestone, i.e. 900 °C, decomposition takes place below the surface of the pebbles. At a temperature of 900 °C, these pebbles leave the calcining zone and are sometimes found as residual limestone which is still trapped inside. If the pebbles decomposed fully and still reside in the calcining zone, sintering occurs.

3. *Cooling zone*: Quicklime which leaves the calcining zone at temperatures of 900 °C, is cooled by direct contact with 'cooling' air, part or all of the combustion air, which in return is preheated. Lime leaves this zone at temperatures of less than 100 °C.

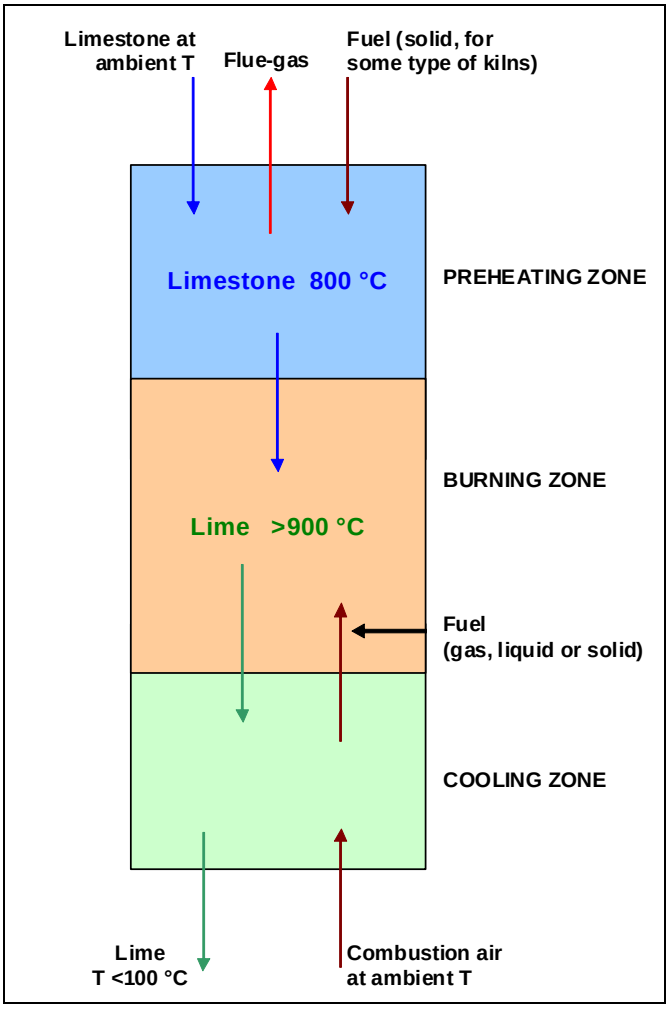

Figure 2.18: General principles of lime calcination [44, EuLA, 2006]

The residence time of the limestone lime in a kiln varies depending on the type of kiln and type of final product required. This period is found to be between six hours and two days.

Quicklime is often referred to as light or soft, medium or hard burned depending on the extent to which it has been calcined. The degree of reactivity, i.e. reactivity to water, is found to decrease as the level of porosity increases.

The rate of limestone decomposition in the kiln will, therefore, be found to depend on several factors inherent of the limestone particles themselves, i.e. morphology and composition, and of the process conditions. The main variables are found to be:

- the chemical characteristics of limestone
- the particle size and shape
- the temperature profile of the calcining zone
- the rate of heat exchange between gases and particles.

Most of the kilns used are based on either the shaft or the rotary design. There are a few other kilns based on different principles. All of these designs incorporate the concept of the three zones. Whereas shaft kilns usually incorporate a preheating zone, some other lime kilns, namely rotary kilns, sometimes operate in connection with separate preheaters. Two main types of preheaters are used, vertical shaft and travelling grate.

Most kiln systems are characterised by the countercurrent flow of solids and gases, which has implications for the resulting pollutant releases.

2.2.6.3 Quicklime processing

The objective of processing run-of-kiln (ROK) quicklime is to produce a number of grades with the particle sizes and qualities required by the various market segments. A number of unit processes are used, including screening, crushing, pulverising, grinding, air-classifying and conveying. A well designed lime processing plant achieves a number of objectives, namely:

- maximising the yield of main products
- minimising the yield of surplus grades (generally fines)
- improving the quality of certain products
- providing flexibility to alter the yields of products in response to changes in market demands.

The processing plant should include adequate storage, both for the products and intermediates, to provide a buffer between the kiln, which is best operated on a continuous basis, and dispatches which tend to be at low levels overnight and at weekends.

ROK lime is often screened to typically about 5 mm. If the ROK lime has a top size in excess of (say) 45 mm, it is reduced in size with the minimum production of fines. Jaw and roll crushers are widely used for this task. The crushed ROK lime is then fed to a multi-deck screen, which produces a secondary fines fraction (e.g. less than 5 mm), and granular, or ‘pebble’, lime fractions (e.g. 5 – 15 mm and 15 – 45 mm).

The products are stored in bunkers, from which they can be either dispatched directly, or transferred to another plant for grinding or hydrating.

2.2.6.3.1 Production of milled ground quicklime

The demand for various grades and qualities of ground quicklime has grown rapidly ever since the 1950s. Particle size requirements vary from relatively coarse products used for soil stabilisation to very finely divided products for specialist applications.

The coarser products are produced relatively cheaply in a single pass through a beater mill fitted with an integral basket. Finer products are generally produced in ball mills and vertical roller press mills. Most milling plants use air classification systems.

2.2.6.4 Production of slaked and/or hydrated lime

Slaked lime refers to hydrated lime (dry calcium hydroxide powder), milk of lime and lime putty (dispersions of calcium hydroxide particles in water).

2.2.6.4.1 Production of hydrated lime

The hydration of lime involves the addition of water in a hydrator to calcium oxide. The quantity of water added is about twice the stoichiometric amount required for the hydration reaction. The excess water is added to moderate the temperature generated by the heat of the reaction by evaporation as shown below:

$$CaO + H_2O \longleftrightarrow Ca(OH)_2$$
$$56\ g + 18\ g \qquad 74\ g$$

Many different types of hydrator designs exist, but the process itself can, in principle, be described as shown in Figure 2.19. The hydrator consists of, for example, rotating paddles which vigorously agitate the lime in the presence of water. A strong exothermic reaction takes place generating 1.14 MJ per kg of calcium oxide. The hydration process is regulated in such a way that the final product is a dry powder. After hydration, the product is transferred to a classifier. Some or the entire coarse fraction may be stored, ground or recycled. The products are stored in silos.

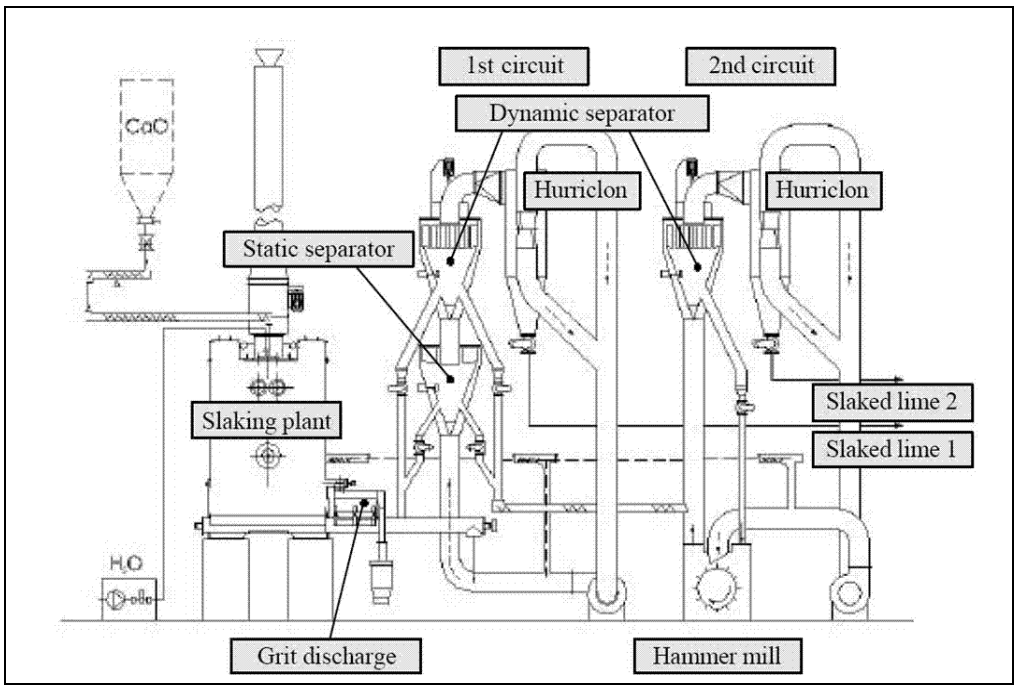

Figure 2.19: Flow diagram of a lime hydrator
[16, EuLA, 2001], [168, TWG CLM, 2007]

Some hydrating plants improve the quality of hydrated lime by removing an inferior grade, consisting of a coarse, carbonate-rich fraction. These inferior grades of material are incorporated into selected products, wherever possible. Otherwise, they are sent to landfill.

2.2.6.4.2 Production of milk of lime and lime putty

Milk of lime and lime putty are produced by the slaking of lime with excess water. Slaking is done in both batch and continuous slakers. The term 'milk of lime' is used to describe a fluid suspension of slaked lime in water. Milks of lime may contain up to 40 % by weight of solids. Milk of lime with a high solids content is sometimes called lime slurry. Lime putty is a thick dispersion of slaked lime in water. Putties typically contain 55 to 70 % by weight of solids. Lime paste is sometimes used to describe semi-fluid putty.

For many applications, e.g. mortars in buildings, reagents in chemical reactions, lime is used as a hydroxide, as a suspension in water (as a slurry) or as a paste.

For reasons of convenience, lime users prefer to work with hydrated lime in powder form, which is diluted in water, rather than with quicklime. The slaking process is a delicate exothermic process, needing specific equipment, which lime users prefer to avoid. Moreover, hydrated lime may be preferred over quicklime, which reacts immediately with humidity. Finally, the hydration process enables the increase of product quality (yield) by removing unburned ($CaCO_3$) coarse particles or any other coarse impurities.

2.2.7 Types of lime kilns – techniques and design

A large variety of techniques and kiln designs have been used over the years and around the world. Although sales of lime kilns in recent years have been dominated by a relatively small number of designs, many alternatives are available, which are particularly suitable for specific applications. Limestone properties, such as strength before and after burning, type of available fuel and product quality, must be considered when choosing a kiln technique. Many lime producers operate two or more types of kiln, using different sizes of limestone feed, and producing different qualities of lime, therefore, making better use of the natural resources, which is a good environmental practice.

There are six general types of kilns used for the manufacture of lime. Generally, the main important factors for the selection of a kiln are:

- nature of the mineral deposit
  - characteristics, availability and quality of the limestone
- input granulometry
  - mechanical properties of the kiln feed
  - fines
- customer applications regarding the lime properties
- kiln capacity
- availability of fuels (including waste fuels)
- costs (fuel, investment and operating).

Typical production rate and size of the stone feed for different types of kilns are shown in Table 2-15. The types of kilns used for lime manufacture have a general lifetime of 30 to 45 years.

Kiln type	Abbreviation	Output range t/d	Range of feed stone size mm
Long rotary kiln	LRK	160 – 1500	2 – 60
Rotary kiln with preheater	PRK	150 – 1500	10 – 60
Parallel flow generative kiln	PFRK	100 – 600	10 – 200
Annular shaft kiln	ASK	80 – 300	10 – 150
Mixed feed shaft kiln	MFSK	60 – 200	20 – 200
Other kilns	OK	10 – 200	20 – 250

Table 2-15: Operational parameters for types of lime kilns
[16, EuLA, 2001] [44, EuLA, 2006]

The physico-chemical properties of lime are inherently linked to the type of kilns used for the calcination. Other parameters can influence the choice of the kiln, such as:

- type and availability of fuel
- kiln capacity
- investment costs
- operational costs
- environmental impact.

Table 2-16 shows the types of kilns generally used for producing specific types of lime required by the market.

Reactivity	**t60 3)<3 min**						**t60 3)>3 min**					
Grain size of lime-stone (mm)	**<20**		**20 – 60**		**>60**		**<20**		**20 – 60**		**>60**	
Content of sulphur in lime	M1)	L2)	M1)	L2)	M1)	L2)	M1)	L2)	M1)	L2)	M1)	L2)
Long rotary kiln (LRK)				+4)					o5)	+4)		
Rotary kiln with preheater (PRK)				+4)			+4)			+4)		
Parallel flow gen-erative kiln (PFRK)	+4)		+4)		o5)							
Annular shaft kiln (ASK)			+4)								+4)	
Mixed feed shaft kiln (MFSK)											o5)	
Other kilns (OK)	+4)		+4)		+4)		+4)			+4)		

1) M=medium: >0.05 %
2) L=low: <0.05 %
3) t60 =reactivity of lime which indicates the time needed for quicklime to be heated from 20 to 60 °C when reacting with water
4) The most frequently used
5) Used under certain conditions

Table 2-16: Relationship between kilns and types of lime generally produced in these kilns
[44, EuLA, 2006]

Table 2-17 shows the different product properties such as reactivity for different market sectors or consumer groups. The chemistry and reactivity of lime are the most important parameters that drive the market.

Consumer group		Production percentage (%) in 2003 (ILA)[1)]	Product properties lime				
			Reactivity		Chemistry		Content of sulphur
			t60[2)]<3 min[3)]	t60[2)]>3 min[3)]	very pure	CL 70 – 80[4)]	
I.	Industry						
	1. Iron and steel	39	x		x		x
	2. Non-ferrous	3					x
	3. Chemical	10	x		x		x
	4. Others (e.g. paper)	6					x
II.	Building materials (industry)[6)]	3		x		x	
III.	Building materials (trade) [6)]	17		x		x	
IV.	Environmental protection[6)]	16					
	1. Flue-gas treatment						x
	2. Drinking water						x
	3. Sewage treatment						x
V.	Agriculture	2					
Consumer group		**Percentage (%) of production in 2003 (ILA)[1)]**	**Product properties dolomitic lime**				
			Reactivity		Chemistry		Content of sulphur
					Very pure	CL 70 – 80[4)]	
I.	Steel industry		x[5)]				x
II.	No application for dolime						
III.	Building materials		Half burned			DL 80 DL 85 [5)]	
IV.	No application for dolime						
V.			Half burned			DL 80 DL 85 [5)]	
VI.	No application for dolime						
VII.	Refractory		Dead burned				x

[1)] International Lime Association
[2)] t60 =reactivity of lime which indicates the time needed for quicklime to be heated from 20 to 60 °C when reacting with water
[3)] Minutes
[4)] CL 70 – 80 = classification standard
CL 70 = lime defined in EN 459 'Building lime' with a content of CaO + MgO >65 %
CL 80 = lime defined in EN 459 'Building lime' with a content of CaO + MgO >75 %
[5)] DL 80, DL 85 = classification standard
- DL 80 = dolime defined in EN 459 'Building lime' with a content of CAO + MgO >75 %
- DL 85 = dolime defined in EN 459 'Building lime' with a content of CAO + MgO >80 %

[6)] 'Very pure' specification used in the UK

Table 2-17: Indicative lime specifications by consumer groups [44, EuLA, 2006]

Shaft kilns constitute about 90 % of all the kilns used in Europe, which total about 551 kilns. This section describes the basic functioning of a shaft kiln with some of the differences observed in its subclasses, namely:

- mixed feed shaft kilns (MFSK)
  - 116 kilns in the EU-27, most of them located in central Europe
- parallel flow regenerative kilns (PFRK)
  - 158 kilns in the EU-27
- annular shaft kilns (ASK)
  - 74 kilns in the EU-27
- other kilns (OK)
  - 203 kilns in the EU-27.

Shaft kilns are vertical in design, up to 30 metres in height and with a diameter of up to 6 metres. For this type of kiln, the limestone is fed in at the top section of the kiln and progressively makes its way down through the different stages of the kiln until it is discharged at the bottom as lime. The performance of traditional shaft kilns has been limited by the difficulty in obtaining a uniform heat distribution over the kiln cross-section and uniform material movement through the kiln [44, EuLA, 2006].

2.2.7.1 Mixed feed shaft kiln (MFSK)

Mixed feed shaft kilns use limestone with a top size in the range of 20 to 200 mm and a size ratio of approximately 2:1. The most widely used fuel is a dense grade of coke with a low ash content. The coke size is only slightly smaller than that of the stone. Therefore, it moves down with the stones rather than trickling through the interstices. The stone and the coke are mixed and charged into the kiln in such a way as to minimise segregation. Anthracite is used more and more due to the price and availability of metallurgical grade coke. The working principle of a mixed feed shaft kiln is shown in Figure 2.20 and an example of such a kiln is shown in Figure 2.21.

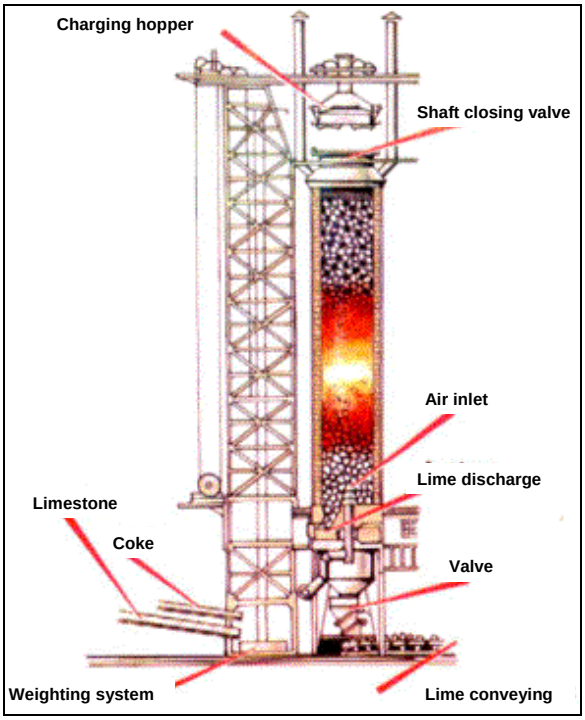

Figure 2.20: Principle of a mixed feed shaft kiln [44, EuLA, 2006]

Figure 2.21: Mixed feed shaft kiln [44, EuLA, 2006]

The quality of the quicklime tends to be moderate, with the reactivity being considerably lower than that obtained by rotary kilns at the same $CaCO_3$ level. The retention of sulphur from the fuel is high. The main technical characteristics are shown in Table 2-18.

Mixed feed shaft kiln (MFSK)	
Type of fuel feed	Mixed with limestone
Output (t/day)	60 – 200
Heat use (MJ/t of lime)	3400 – 4700
Energy/electricity use (kWh/t of lime)	5 – 15
Structure	Vertical cylinder or rectangular shaft with refractory lining
Grain size of limestone (mm)	20 – 200
Type of fuel	Lump coke[1)] and anthracite
Combustion air injection	Only cooling air from the bottom
Drawing of lime	Rotating eccentric plate
Important points	Requires uniform mixing of stone and fuel Requires even distribution of stone over cross-section High retention of sulphur from fuel in the lime
Advantages	Unconditional Construction and maintenance costs Good tool for lime with low reactivity Low electricity requirements (fans) (see Table 2-23) Cooling air is used as combustion Low excess air High CO_2 for PCC[2)], sugar and soda for captive lime production
Disadvantages	Uniform fuel/air mixing difficult to achieve, producing variations in air/fuel ratio Process conditions leading to CO emissions Requires large limestone pebbles, which shorten the lifetime of the deposit Low reaction to modify parameters (24 hours), so great inertia
[1)] Metallurgical coke [2)] Precipitated calcium carbonate	

Table 2-18: Main technical characteristics of mixed feed shaft kilns [44, EuLA, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

2.2.7.2 Parallel flow regenerative kiln (PFRK)

The standard PFRK's main feature is that it has two circular shafts connected by a crossover channel, although some early designs had three shafts while others had rectangular shafts. PFRKs can be designed for outputs typically between 100 – 600 t/d. Figure 2.22 and Figure 2.24 show the basic operating principle and gas flow in the PFRK and Figure 2.23 shows an example of a PFRK.

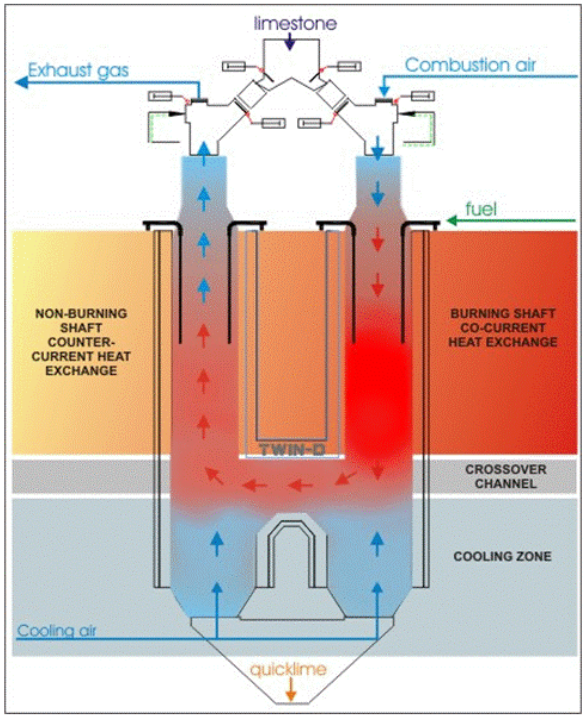

Figure 2.22: Principles of a PFRK [44, EuLA, 2006]

Figure 2.23: Example of a PFRK [44, EuLA, 2006]

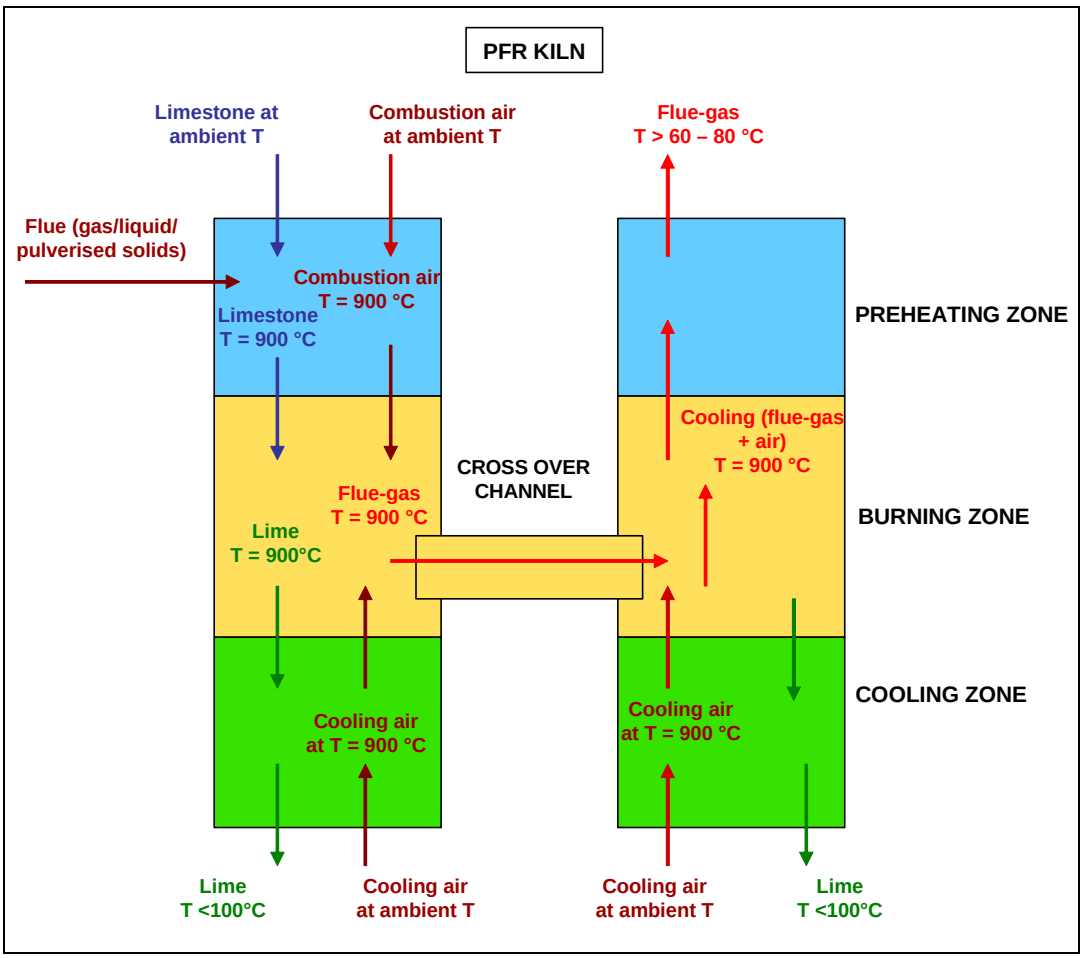

Figure 2.24: Basic operating principle and gas flow in a PFRK
[44, EuLA, 2006]

The method of operation incorporates two key principles:

- the preheating zone in each shaft acts as a regenerative heat exchanger, in addition to pre-heating the stone to calcining temperature. The surplus heat in the gases is transferred to the stone of the other shaft during the first stage of the process. It is then recovered from the stone by the combustion air, which is preheated to around 800 °C. As a consequence, the kiln has very low specific heat consumption

- the calcination of the quicklime takes place at a relatively moderate temperature, typically around 900 to 1100 °C. This makes the kilns ideally suited for producing moderate and high reactivity lime with a low residual CO_2 level.

In practice, batches of limestone are charged alternatively to each shaft and passed downwards through the preheating zone, around the fuel lances and then into the calcining zone. From the calcining zone, they pass finally to the cooling zone.

The operation of the kiln consists of two equal periods, which last from 8 to 15 minutes at full output. During the first period, fuel is injected through the lances at the first shaft and burns with the combustion air blown down in this shaft. The heat emitted is partly absorbed by the calcination of the limestone in this first shaft. Cooling air is blown into the base of each shaft to cool the lime. The cooling air in shaft number one, together with the combustion gases and the carbon dioxide from calcination, pass through the interconnecting cross-duct into shaft number two at a temperature of about 1050 °C. In shaft number two, the gases coming from shaft number one are mixed with the cooling air blown into the base of shaft number two and flow upwards. Thus, they heat the stone in the preheating zone of shaft number two.

If the above mode of operation were to continue, the exhaust gas temperature would rise to well over 500 °C. However, after a period of 8 to 15 minutes, the fuel and airflows in the first shaft are stopped and a 'reversal' occurs. After charging the limestone to shaft number one, fuel and air are injected into shaft number two and the exhaust gases are vented from the top of shaft number one.

The kiln can be fired with gas, liquid or solid pulverised fuels as well as waste fuels or biomass. The kiln also has a high turn down ratio, although at lower production rates there may be some loss of energy efficiency. Once a kiln has been lit, it is undesirable to shut it down as this can result in a shorter refractory life. The campaign life of the refractory in the burning and cross-over channel is 4 to 8 years for most operations.

The standard PFRK requires clean stone, ideally with a stone ratio no greater than 2:1. The minimum stone size 30 mm, although a modified design called the PFRK fine lime kiln can operate on sizes as small as 10 – 30 mm on clean limestone.

Table 2-19 summarises the major technical characteristics of the PFRK.

Parallel flow regenerative kiln (PFRK)	
Type of fuel feed	Lances into the stone bed
Output (t/day)	100 – 600
Heat use (MJ/t of lime)	3200 – 4200
Energy/electricity use (kWh/t of lime)	20 – 41
Structure	Two or three vertical cylinders or rectangular shafts with refractory lining connected by a channel for circulation of hot gases
Grain size of limestone (mm)	10 – 200
Type of fuel	Gas, liquid or pulverised solid fuels, waste fuels or biomass
Combustion air injection	At the top (main) and lances (10 %)
Drawing of lime	Rotating eccentric plate
Important points	Quality of refractory works is very important
Advantages	Flexibility of production High lime reactivity Reasonable flexibility of reactivity from high to medium, when the limestone allows Good distribution of fuel because of the small specific cross area interested by one lance Low fuel requirements Low energy consumption (see Table 2-23) Long campaign life, stopped only after 5 to 7 years
Disadvantages	Limited stop/start flexibility Not suited to stone with high decrepitation Limited flexibility (soft and medium burned) Refractory lining more expensive than for other types of lime kilns

Table 2-19: Technical characteristics of parallel flow regenerative kilns [44, EuLA, 2006]

2.2.7.3 Annular shaft kilns (ASK)

The major feature of this type of kiln is a central cylinder which restricts the width of the annulus, and together with arches for combustion gas distribution ensures good heat distribution as shown in Figure 2.25 and Figure 2.27. The central column also enables part of the combustion gases from the lower burners to be drawn down the shaft and to be injected back into the lower chamber.

This recycling moderates the temperature at the lower burners and ensures that the final stages of calcination occur at a low temperature. Both effects help to ensure a product with a low $CaCO_3$ level and a high reactivity. The annular shaft kiln (an example is shown in Figure 2.26) can be fired with gas, oil or solid fuel. The exhaust gases have a high CO_2 concentration.

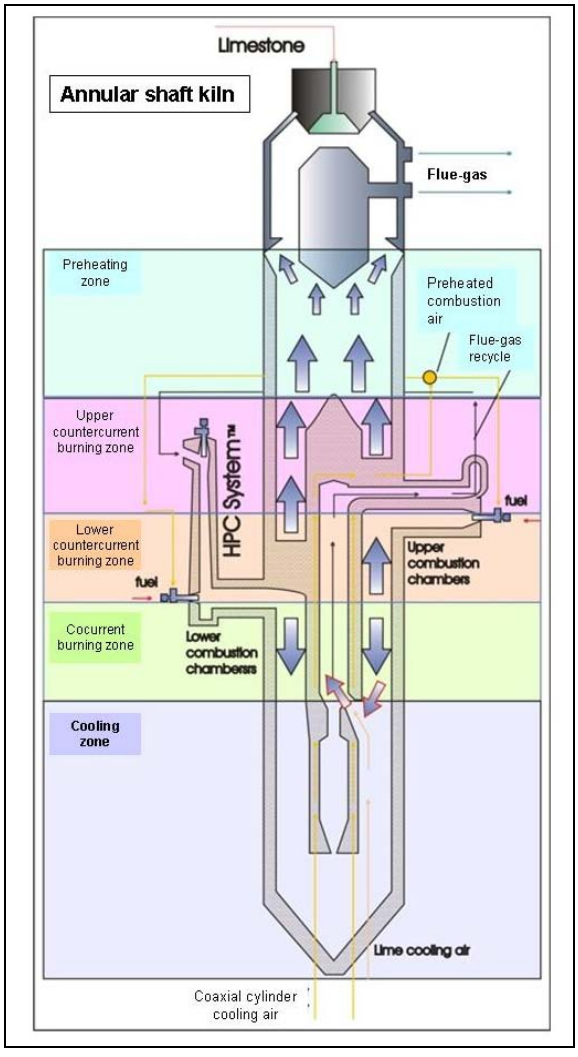

Figure 2.25: Annular shaft kiln [44, EuLA, 2006]

Figure 2.26: Example of an annular shaft kiln used in lime manufacture [44, EuLA, 2006]

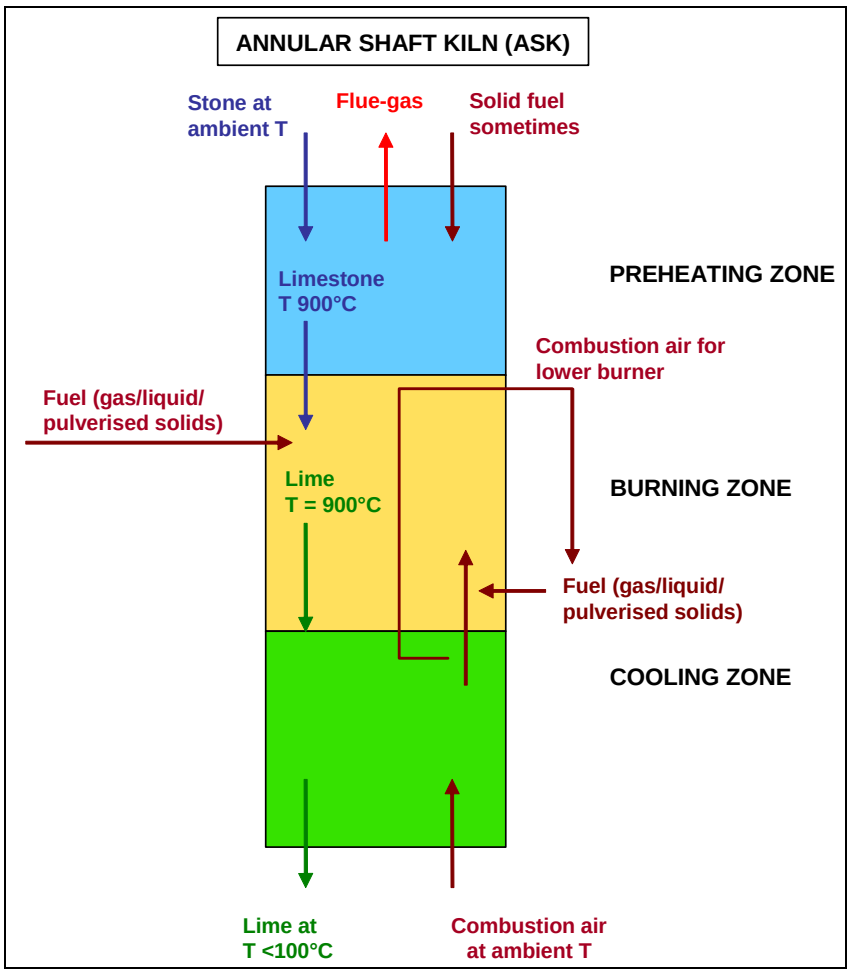

Figure 2.27: Operating principle of annular shaft kilns (ASK) [44, EuLA, 2006]

Technical characteristics of annular shaft kilns are shown in Table 2-20 [44, EuLA, 2006].

Annular shaft kiln (ASK)	
Type of fuel feed	Upper and lower burning chamber; sometimes mixed with limestone
Output (t/day)	80 – 300
Heat use (MJ/t of lime)	3300 – 4900
Energy/electricity use (kWh/t of lime)	18 – 35 (up to 50 for grain sizes of below 40 mm)
Structure	Vertical cylinder with refractory and inner cylinder External chambers and burners
Grain size of limestone (mm)	(10) 40 – 150
Type of fuel	Gas, liquid or pulverised solid fuels Waste fuels and biomass
Combustion air injection	At the top: • duct • dedusting • fan
Drawing of lime	Rotating eccentric plate
Important points	Requires very accurate process control
Advantages	Low residual CO_2 High to medium reactivity Fuel saving through heat recovery Central cylinder restricts the width of the annulus Good heat distribution
Disadvantages	Maintenance of heat recuperator and outer chambers Relatively high construction cost due to its conception

Table 2-20: Technical characteristics of annular shaft kilns [44, EuLA, 2006]

2.2.7.4 Other kilns (OK)

2.2.7.4.1 Other single shaft kilns

This group of kilns includes a number of designs not described above. In these designs, fuel is introduced through the walls of the kiln, and is burned in the calcining zone, with the combustion products moving upwards countercurrently to the lime and limestone. In some designs, the fuel is partially combusted in external gasifiers. In others, it is introduced via devices such as a central burner, beam burner or injected below internal arches.

2.2.7.4.2 Double inclined shaft kilns

This type of kiln can produce a reactive low carbonate product. It is essentially rectangular in cross-section but incorporates two inclined sections in the calcining zone. Opposite each inclined section, offset arches create spaces into which fuel and preheated combustion air is fired via combustion chambers.

Cooling air is drawn into the base of the kiln where it is preheated, withdrawn and re-injected via the combustion chambers. The tortuous paths for both the gases and the burden, coupled with firing from both sides, ensure an efficient distribution of heat. A range of solid, liquid and gaseous fuels can be used, although they should be selected with care to avoid excessive build-ups caused by fuel ash and calcium sulphate deposits.

The major features of double inclined shaft kilns are shown in Figure 2.28.

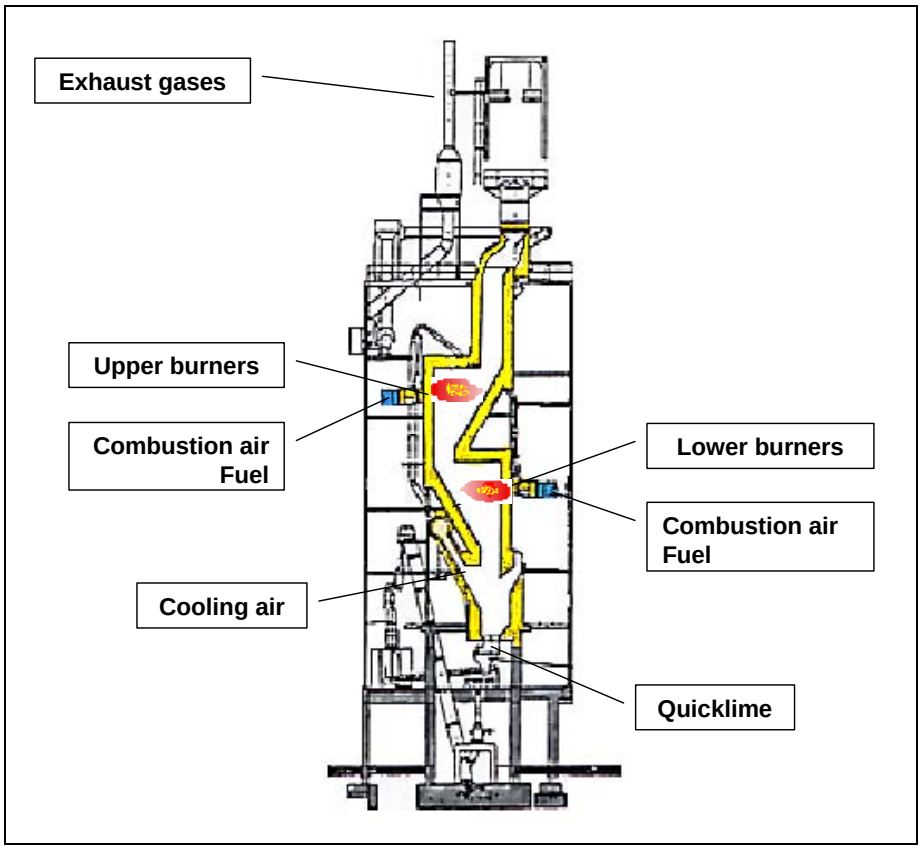

Figure 2.28: Double inclined shaft kiln
[40, Ullmann's, 1990], [168, TWG CLM, 2007]

2.2.7.4.3 Multi-chamber shaft kilns

This is another type of double inclined kiln. It consists of four or six alternately inclined sections in the calcining zone, and opposite of each is an offset arch. The arches serve the same purpose as in the double-inclined kiln.

Cooling air is preheated by lime in the cooling zone and is withdrawn, dedusted and re-injected via the combustion chambers.

A feature of the kiln is that the temperature of the lower combustion chambers can be varied to control the reactivity of the lime over a wide range. The kiln can be fired with solid, liquid and gaseous fuels or a mixture of different types of fuels.

2.2.7.4.4 Travelling grate kilns

For limestone grains with a size range of 15 to 45 mm, an option is the 'travelling grate' or CID kiln. This kiln type was developed in Germany.

It consists of a rectangular shaft preheating zone, which feeds the limestone into a calcining zone. In the calcining zone, the limestone slowly cascades over five oscillating plates, opposite of which are a series of burners. The lime passes to a rectangular cooling zone.

The kiln can burn gaseous, liquid or pulverised fuels and is reported to produce a soft burned lime with a residual $CaCO_3$ content of less than 2.3 %. The four kilns built to date have capacities of 80 to 130 tonnes/day of quicklime.

2.2.7.4.5 Top-shaped kilns

The 'top-shaped' lime kiln is a relatively new development, which accepts feed stone in the 10 to 25 mm range. This type of kiln was developed in Japan.

This consists of an annular preheating zone from which the limestone is displaced by pushing rods into a cylindrical calcining zone. Combustion gases from a central, downward facing burner, fired with oil and positioned in the centre of the preheating zone are drawn down into the calcining zone by an ejector. The lime then passes down into a conical cooling zone.

The kiln is reported to produce high quality quicklime, suitable for steel production and precipitated calcium carbonate. Kiln capacities are up to 100 tonnes/day of quicklime. It is reported that, because of its relatively low height, the kiln can accept limestone with low strengths.

2.2.7.4.6 Gas suspension calcination (GSC) kilns

Gas suspension calcination (GSC) kilns are a technique for minerals processing, such as the calcination of limestone, dolomite and magnesite from pulverised raw materials to produce highly reactive and uniform products. However in 2007, only one plant in the EU-27 used this technique. Most of the processes in the plant, such as drying, preheating, calcination and cooling, are performed in gas suspension. Consequently, the plant consists of stationary equipment and a few moving components, as shown in Figure 2.29.

The amount of material present in the system is negligible, which means that after a few minutes of operation, the product will conform to specifications. There is no loss of material or quality during start-up and shutdown so there is no subgrade product. The GSC process produces a product with high reactivity, even when calcined to a high degree.

The material to be processed in gas suspension must have a suitable fineness; practical experience has shown that 2 mm particle size should not be exceeded.

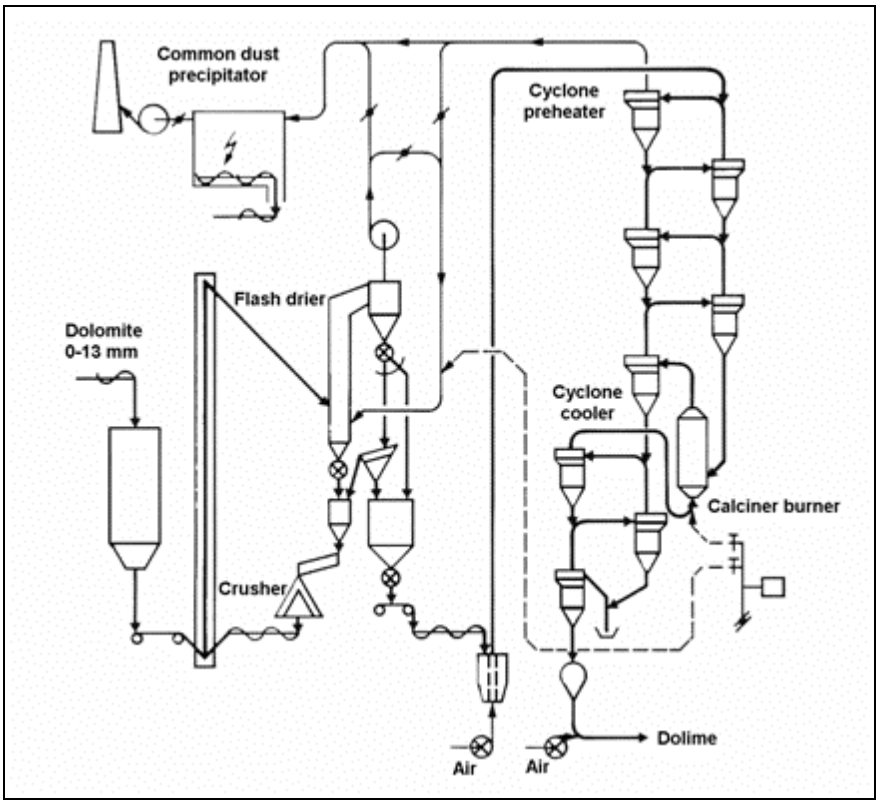

Figure 2.29: Gas suspension calcination process diagram
[53, Norsk Hydro Norway, 2001]

A GSC plant for the production of dolomitic lime has been in continuous operation at Norsk Hydro, Porsgrunn, Norway, since August 1986. Some performance figures for the balanced operation of GSC and crushing/drying are presented below [53, Norsk Hydro Norway, 2001]:

- plant capacity 430 tonnes/day
- fuel consumption 4.8 GJ/tonne product
- power consumption 33 kWh/tonne product.

2.2.7.4.7 Rotating hearth kilns

This type of kiln, now almost obsolete, was designed to produce pebble lime. It consists of an annular travelling hearth carrying the limestone charge. The limestone is calcined by multiple burners as it rotates on the annular hearth. The combustion air is preheated by surplus heat in exhaust gases and/or by using it to cool the quicklime.

Due to the reduced abrasion compared to rotary and shaft kilns, rotating hearth kilns produce a high proportion of pebble lime.

2.2.7.5 Long rotary kilns (LRK)

In 2008, there were about 29 long rotary kilns in the EU-27 mostly located in the north of Europe. The long rotary kiln consists of a rotating (up to 150 m long) cylinder inclined at an angle of 1 to 4 degrees to the horizontal with a diameter of about 2 – 4.5 metres. Limestone is fed into the upper end and fuel plus combustion air is fired into the lower end. Quicklime is discharged from the kiln into a lime cooler, where it is used to preheat the combustion air. Various designs of lime coolers are used including planetary units mounted around the kiln shell, travelling grates and various types of counter-flow shaft coolers.

Figure 2.30 shows a flow diagram of a long rotary kiln and a typical countercurrent lime process; an example of this kiln type is shown in Figure 2.31. The major characteristics are shown in Table 2-21.

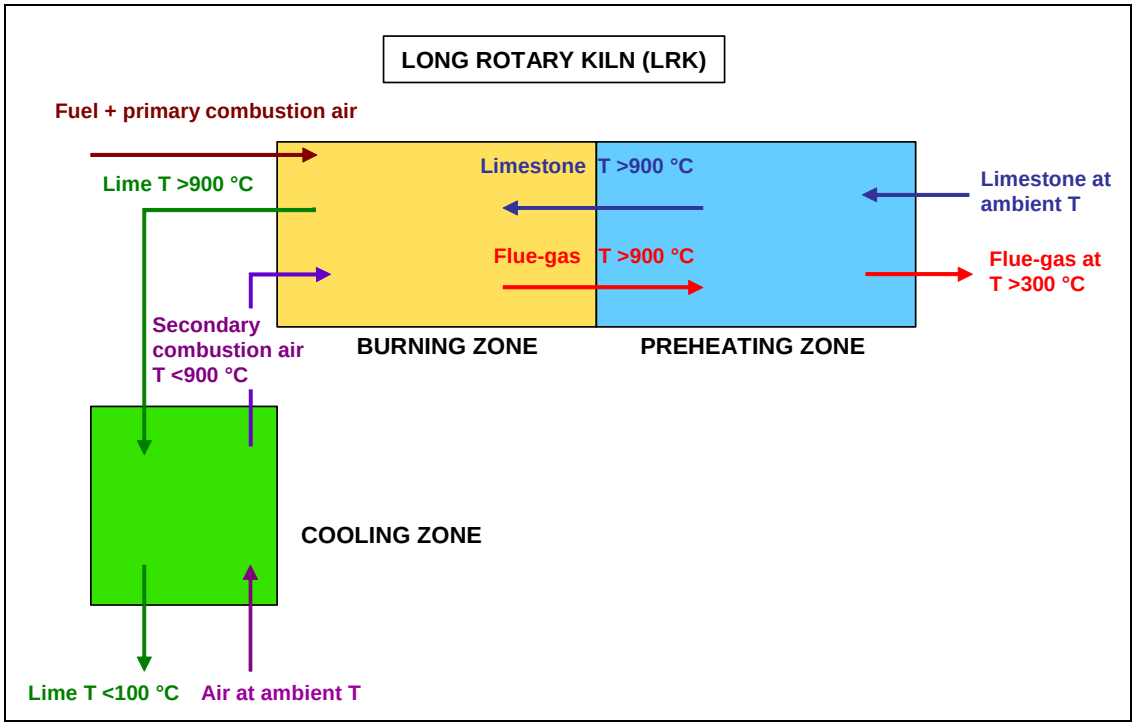

Figure 2.30: Operating principle of long rotary kilns [44, EuLA, 2006]

Long rotary kiln (LRK)	
Type of fuel feeding	Burner at lime discharge
Output (t/day)	160 – 1500
Heat use (MJ/t of lime)	6000 – 9200
Energy/electricity use (kWh/t of lime)	18 – 25
Structure	Inclined rotating cylinder with refractory lining 'mixers' to improve the heat exchange: • up to 150 m long • 2 – 4.5 m in diameter External chambers and burners
Type of preheater	None
Type of cooler	• planetary around kiln shell • travelling grate or • rotating cylinder or • static shaft cooler
Grain size of limestone (mm)	2 – 60
Type of fuel	Gas, liquid or pulverised solid fossil fuels Waste fuels and biomass
Combustion air injection	Cooling air at the extremity of the cooler and primary air with the fuel
Exhaust gas extraction	At the end of the tube, at the limestone feeding side: • duct • cooling • dedusting • fan
Drawing of lime	At the extremity of the cooler
Important points	Quality of refractory Fine grinding of coal to ensure good combustion and to build up reduction Continuous measurement of CO and O_2 necessary for good combustion and safety
Advantages	Flexibility of production Very quick reaction for modification of parameters Wide range of feedstone sizes for preservation of deposit/natural resources Very low residual CO_2 achievable Flexibility of reactivity from soft to hard burned, possibility to produce dead burned dolomite Fuel flexibility Weak limestone (producing a lot of fines during calcination) can be used, if they are unsuitable for use in shaft kilns
Disadvantages	High energy requirements (hot exhaust gases and high shell temperature) Formation of so-called 'rings' (coal ashes, calcium sulphates, clay)

Table 2-21: Technical characteristics of long rotary kilns (LRK)
[44, EuLA, 2006]

Figure 2.31: Example of a long rotary kiln used in lime manufacture [44, EuLA, 2006]

The design of a burner is important for the efficient and reliable operation of the kiln. The flame should be adjustable for different types of fuels.

Because of the fact that process conditions can be easily and quickly varied, long rotary kilns can produce a wider range of lime reactivity and lower residual CO_2 levels than shaft kilns. Relatively weak feedstones, such as shell deposits, and limestone that breaks up, are unsuitable as feed for shaft kilns but may prove to be suitable for rotary kilns.

Rotary kilns can be fired with a wide range of fuels. As heat transfer in the calcining zone is largely influenced by radiation and, as the infrared emissivities increase in the sequence gas, oil and solid fuels, the choice of fuel can have a significant effect on heat usage. Radiation and convection losses are highly relative to other designs of lime kilns which result in generally higher energy consumption compared to other types of kilns.

An advantage of the rotary kiln is that sulphur from the fuel, and to a lesser extent from the limestone, can be expelled from the kiln in the kiln gases by a combination of controlling the temperature and the percentage of CO in the calcining zone. Thus, low sulphur limes can be produced using high sulphur fuels, subject to any emission limits for SO_2 in the exhaust gases.

Long rotary kilns are flexible kilns regarding the use of fuels and different grain sizes of limestone particularly the finer fractions.

2.2.7.6 Rotary kilns with preheaters (PRK)

Rotary kilns can be fitted with preheaters and are generally considerably shorter than the conventional long rotary kilns (e.g. 40 to 90 m). The heat use decreases because of reduced radiation and convection losses as well as the increased heat recovery from the exhaust gases.

In 2008, there were 20 rotary kilns with preheater operating in the EU-27.

The major features of a rotary kiln with a preheater for lime manufacture are shown in Figure 2.32.

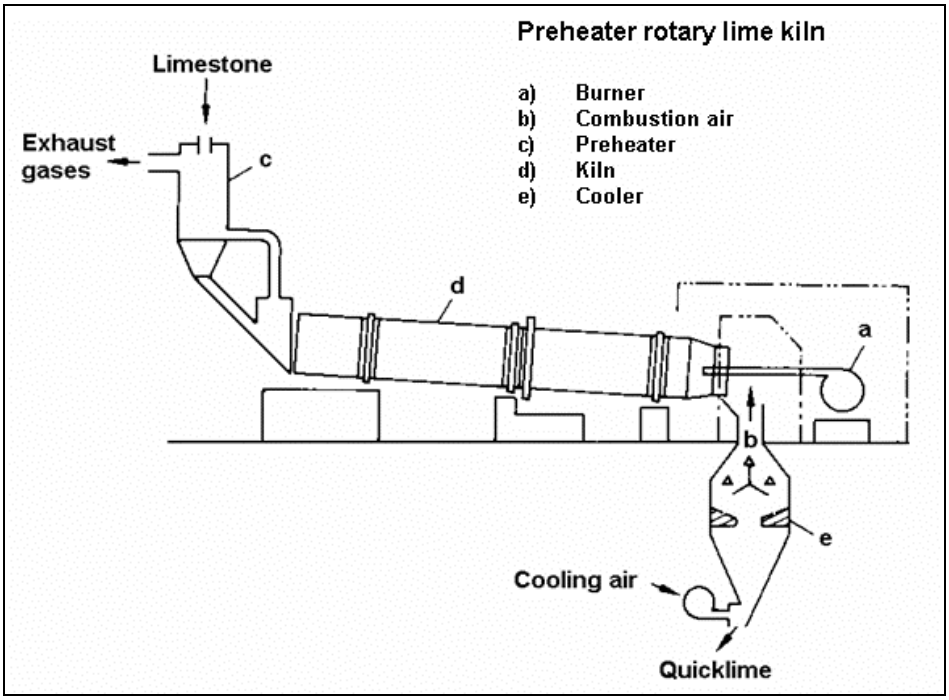

Figure 2.32: Rotary kiln with a preheater or a preheater rotary kiln (PRK) [40, Ullmann's, 1990]

A number of preheater designs have been developed, including vertical shafts and travelling grates. The preheater should be selected on the basis of the size and properties of the feed stone. Most can accept a bottom size of 10 mm; some have used stones down to 6 mm, and some cannot tolerate weak stones or stone that is prone to breaking up.

While the elimination of sulphur is more difficult with preheater kilns, there are a number of ways in which it can be achieved:

- operating the kiln under reducing conditions and introducing additional air at the back-end (only works with certain designs of preheater), and at the:
  - burner
  - combustion air
  - preheater
  - kiln
  - cooler
- adding sufficient finely divided limestone to the feed for it to preferentially absorb SO_2 and so that it is either collected in the back-end dust collector, or is screened out of the lime discharged from the cooler.

Figure 2.33 shows a flow diagram of a typical rotary kiln with a preheater used in lime manufacture and an example of this kiln type is shown in Figure 2.34. The major technical characteristics are shown in Table 2-22.

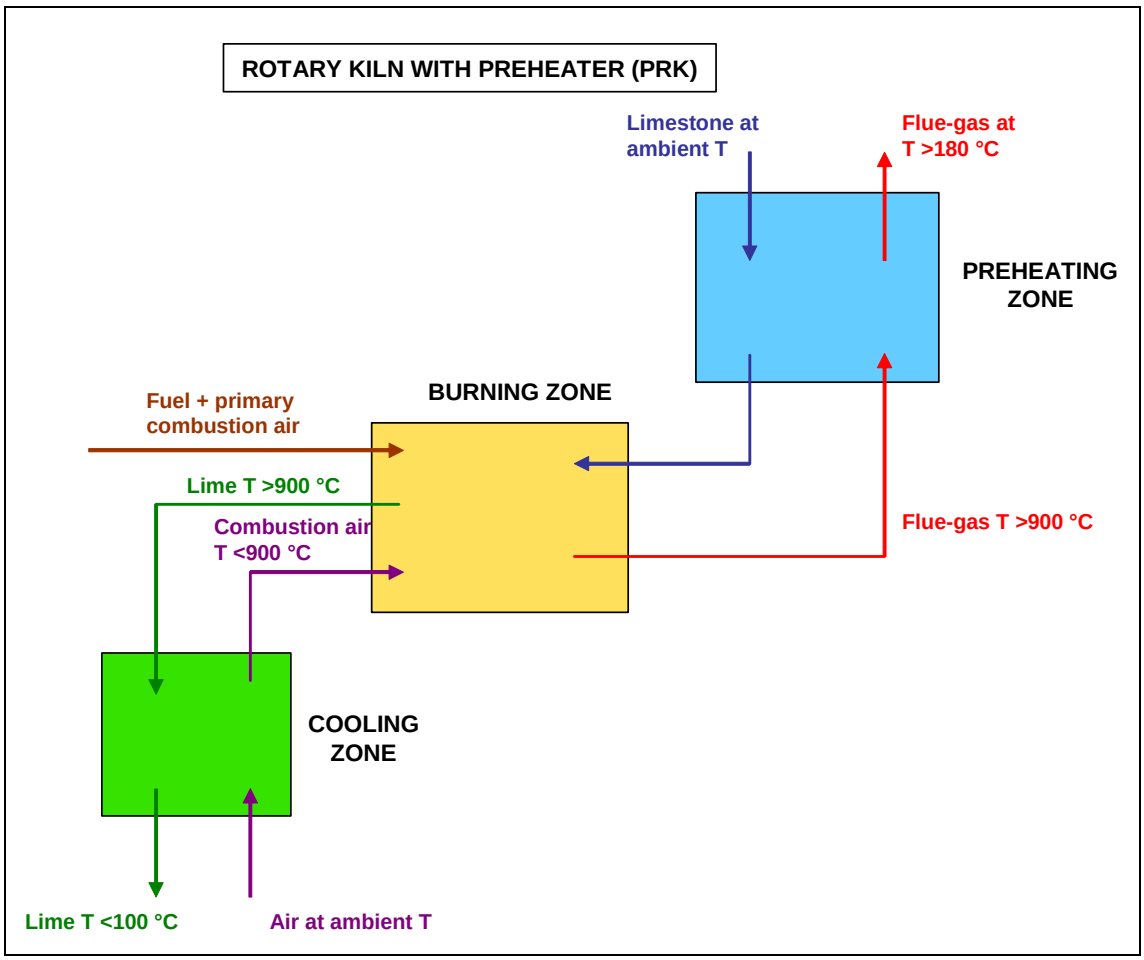

Figure 2.33: Operating principle of a rotary kiln with a preheater (PRK) [44, EuLA, 2006]

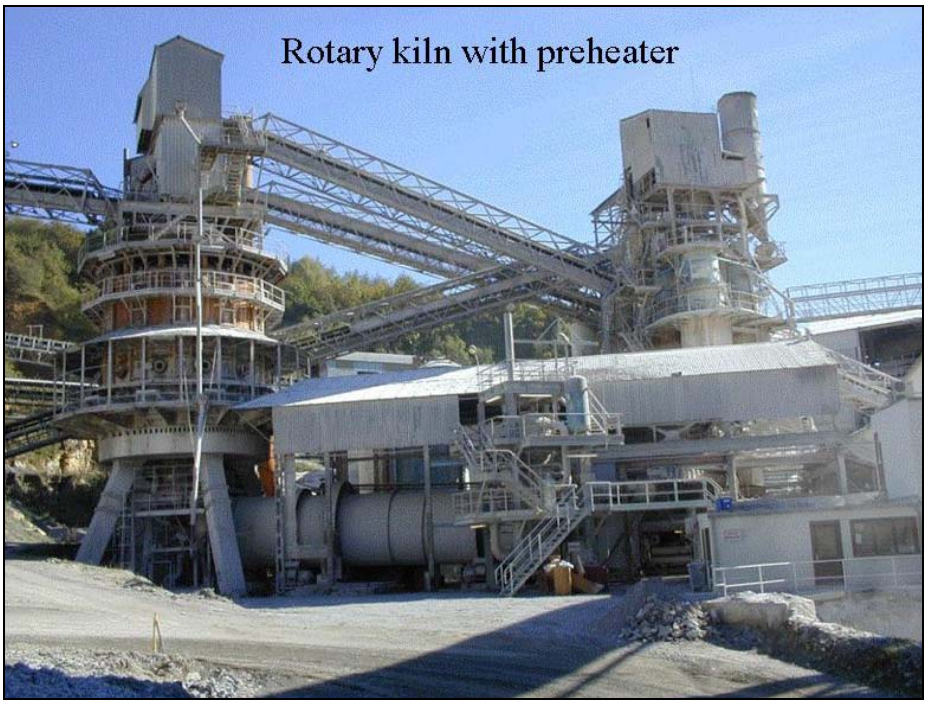

Figure 2.34: Example of a rotary kiln with a preheater [44, EuLA, 2006]

Rotary kiln with a preheater/preheater rotary kiln (PRK)	
Type of fuel feeding	Burner at lime discharge
Output (t/day)	100 – 1500
Heat use (MJ/t of lime)	5100 – 7800
Energy/electricity use (kWh/t of lime)	17 – 45
Structure	Inclined rotating cylinder with refractory lining 'mixers' to improve the heat exchange: • maximum 90 m long • 2 – 4.5 m in diameter
Type of preheater	Vertical shaft Moving grate
Type of cooler	Planetary around kiln shell Travelling grate rotating cylinder
Grain size of limestone (mm)	10 – 60
Type of fuel	Gas, liquid or pulverised solid fossil fuels Waste fuels and biomass
Combustion air injection	Cooling air at the extremity of the cooler
Exhaust gas extraction	Hot gases pass through the preheater: • duct and cooling and dedusting and fan
Drawing of lime	At the extremity of the cooler
Important points	Quality of refractory Fine grinding of coal to ensure good combustion and to build-up reduction Air tightness of the joint between preheater and kiln Size of limestone: too many fines may block the preheater Continuous measurement of CO and O_2 necessary for good combustion and safety
Advantages	Flexibility of production Very quick reaction for modification of parameters Wide range of feed stone sizes for preservation of deposit/natural resources Very low residual CO_2 achievable. Flexibility of reactivity from soft to hard burned, possibility to produce dead burned dolomite Fuel flexibility Weak limestone (producing a lot of fines during calcination) can be used, if they are unsuitable for use in shaft kilns Lower fuel requirements due to better heat exchange in the preheater (beginning of decarbonisation)
Disadvantages	Formation of so-called 'rings' (coal ashes, calcium sulphates, clay) Preheater is an additional piece of equipment to maintain

Table 2-22: Technical characteristics of preheater rotary kilns (PRK) [44, EuLA, 2006]

2.2.8 Storage and handling

2.2.8.1 Storage

2.2.8.1.1 Storage of quicklime

Quicklime is preferably stored in dry conditions, free from draughts to limit air slaking. Great care is exercised to ensure that water is excluded from the lime, as hydration liberates heat and causes expansion, both of which could be dangerous.

Air pressure discharge vehicles are able to blow directly into the storage bunker, which is fitted with a filter to remove dust from the conveying air. The filter should be weatherproof and watertight. The collected dust can be discharged back into the bunker. A pressure/vacuum relief device fitted to the bunker is a precautionary measure.

All storage containers can be fitted with devices which can positively seal the base of the bunker to enable maintenance work to be done on the discharge mechanism.

Where the amount of quicklime is insufficient to justify storage bunkers the product may be stored on a concrete base, preferably in a separate bay within a building to prevent excessive air slaking.

2.2.8.1.2 Storage of hydrated lime

Hydrated lime absorbs carbon dioxide from the atmosphere, forming calcium carbonate and water. Therefore, it is best stored in dry draft-free conditions.

Hydrate bagged in paper sacks is preferably stored under cover to avoid deterioration by moisture, and recarbonation of the hydrated lime. When 'big bags' are used, they are also best stored under cover to prevent any damage. Pallets of bagged hydrate have been stored successfully out-of-doors; the pallet covered by a plastic sheet, the bags placed on the sheet and the pack shrink-wrapped.

Bulk hydrate is stored in silos, which must be completely weatherproof. The silo is vented via a fabric filter, which should be weatherproof and be capable of handling the delivered airflow. Where the filter is fitted on top of the silo, the collected dust is discharged back into the silo. The silo top can be fitted with an inspection manhole and a pressure relief valve. A high level indicator or alarm can be fitted to prevent over-filling. It is recommended that the base of the silo be at an angle of at least 60° to the horizontal, have a discharge aperture of not less than 200 mm and that a positive cut-off valve is fitted to the outlet to permit equipment beneath the silo to be maintained.

Because hydrated lime is prone to 'arching', suitable arch-breaking devices, such as aeration pads, vibrators and mechanical devices are fitted to prevent this. Conversely, precautions need to be taken to prevent 'flooding' of aerated powder.

2.2.8.1.3 Storage of milk of lime

Many customers requiring the addition of slaked lime to their process have found that milk of lime is a convenient form to store and handle. Providing certain precautions are taken, it can be handled as a liquid.

Any storage and handling system has to pay proper attention to the fact that when milk of lime is diluted with water, or when hydrated lime is dispersed in water, any carbonate hardness in the water will be deposited as calcium carbonate. Unless appropriate action is taken, this will result in scaling on the walls of pipes and on the impeller and casing of pumps. Two approaches can be adopted. Either the system can be designed to cope with scale formation, or action can be taken to prevent or minimise scaling.

It is important to prevent settling in milk of lime systems as the resulting putty can be difficult to redisperse. Storage tanks should therefore be agitated. The degree of agitation can be low and should avoid forming a vortex, which would increase absorption of carbon dioxide from the atmosphere.

The discharge pipe from a storage vessel inevitably constitutes a dead-leg and provision can be made for back-flushing with water to remove any blockages.

2.2.8.2 Handling

Many types of equipment are suitable for transferring the product and new ones are continually being developed. The following measures/techniques have been used successfully, but may not be suitable for all applications.

Skip hoists can be used for all granular and lump grades but are more suitable for particles greater than 100 mm. *Elevators* - both belt-and-bucket and chain-and-bucket elevators have been used for all grades of quicklime. *Drag-link* conveyors are suitable for granular and fine quicklime. They are generally used for horizontal or inclined transfer. *Conveyor belts* are widely used for transferring lump and granular grades horizontally and on an upward slope. *Screw conveyors* are widely used for fine quicklime. *Vibrating trough conveyors* have been used for particle sizes up to 40 mm. They operate more successfully when there is a slight downward slope from the feed to the discharge point.

Pneumatic conveying can be used for products with a maximum size of up to 20 mm and often has a lower capital cost than alternatives, but the operating costs are higher. The product is fed into a rotary blowing seal connected to a blower. The pipeline bore, and volume/pressure of the blowing air, is designed taking into account the size of lime being conveyed, the transfer rate and the length/route of the pipeline. The receiving silo is equipped with an air filter and a pressure relief valve.

2.2.9 Other types of lime

2.2.9.1 Production of hydraulic limes

Natural hydraulic limes are produced from siliceous or argillaceous limestone containing more or less silica, alumina and iron. Typical levels in the limestone are SiO_2: 4 to 16 %, Al_2O_3: 1 to 8 % and Fe_2O_3: 0.3 to 6 %. The calcium plus magnesium carbonate content can range from 78 to 92 %.

The limestone is generally calcined in shaft kilns which must be controlled closely to ensure that as much of the silica and alumina as possible reacts, without sintering the free lime. Typical calcining temperatures are 950 – 1250 °C: the required temperature rises as the cementation index increases (i.e. from feebly to eminently hydraulic limes).

The calcined lime is hydrated with sufficient water to convert the free CaO into $Ca(OH)_2$. If the free CaO content is greater than 10 to 15 %, the hard sintered lumps disintegrate into a powder. Otherwise, the lime must be ground before hydration. It may also be necessary to grind the hydrated product to achieve the required degree of fineness and setting rate.

'Special' natural hydraulic limes are produced by intimately blending powdered natural hydraulic limes with powdered pozzolanic or hydraulic materials. Artificial hydraulic limes are produced by intimately blending powdered hydrated limes with pulverised pozzolanic or hydraulic materials.

2.2.9.2 Production of calcined dolomite

Dolomite is calcined in both shaft and rotary kilns. Three qualities of calcined dolomite are produced – light burned, dead burned and half burned.

Light burned dolomite is generally produced in either rotary or shaft kilns. The principles of making light burned dolomite are similar to those of making high calcium quicklime. Less heat is used owing to the lower heat of calcination and the lower dissociation temperature of dolomite ($MgCO_3$).

Dead burned dolomite is produced in two grades. A high purity grade, used for the manufacture of refractories, is made by calcining dolomite at temperatures of up to 1800 °C in either rotary or shaft kilns. A “fettling” grade is produced by the calcination of dolomite with 5 to 10 % iron oxide at 1400 to 1600 °C, usually in a rotary kiln. The exhaust gases from both of these processes are at higher temperatures than from other lime kilns; they are generally cooled to below 420 ºC using heat exchangers, tempering air or injection of atomised water.

Half-burned dolomite ($CaCO_3$•MgO) is produced by the slow calcination of dolomite at about 650 °C. It is produced in relatively small quantities and Germany is the only country in Europe to manufacture it.

2.2.10 General considerations for captive lime kilns

In many other industrial sectors, such as iron and steel, sugar and paper as well as in the chemical sectors, lime is needed and some of these sectors have their own lime kilns for lime production.

2.2.10.1 Lime kilns in the iron and steel industry

Most of the lime used in the iron and steel industry is for fluxing impurities in the basic oxygen furnace. Lime is also used in smaller quantities in the sinter strand process for the preparation of iron ore, in the desulphurisation of pig iron, as a fluxing agent in other oxygen steelmaking processes, in the electric arc steelmaking process and in many of the secondary steelmaking processes.

The lime kilns in the iron and steel industry are mainly shaft kilns of different designs and capacities. They do not differ in emission/consumption patterns from the non-captive lime kilns.

Useful information regarding the iron and steel industry can be found in the Reference Document on the Best Available Techniques in the Production of Iron and Steel [87, European Commission, 2001].

2.2.10.2 Lime kilns in the Kraft pulp industry

In 2001, there were about 100 lime kilns in the European paper industry. They are all rotary kilns with capacities of between 30 – 400 tonnes of burned lime per day. Most of the kilns are long rotary kilns, but there are also some modern preheater rotary kilns.

The long rotary lime kilns are usually fed with a slurry of calcium carbonate with a water content of 30 %. The basic fuel is normally natural gas or oil. In addition, non-condensable gases produced in several areas of the pulping process are usually burned, increasing the content of H_2S, organic sulphur compounds and SO_2 in the stack gases. In some cases, sawdust and gases obtained by gasification of biomass are also used as fuel.

Venturi type wet scrubbers and electrostatic precipitators (for particular matter) are normally installed to clean the exhaust gases.

Useful information regarding the pulp and paper industry can be found in the Reference Document on the Best Available Technique in the Pulp and Paper Industry [124, European Commission, 2001].

2.2.10.3 Lime kilns in the sugar industry

Most of the lime kilns in the European sugar industry are mixed feed shaft kilns. The majority of the kilns produce 50 to 350 tonnes of quicklime per day during a sugar campaign, which, in the 1997/1998 season, lasted between 63 and 170 days, with an average of 86 days.

The quicklime and the CO_2 in the exhaust gas are both used in sugar factories. The gas produced by the kiln is captured and most of it is dedusted in a wet scrubber before use in the sugar process (carbonatation). Most of the CO_2 recombines with the milk of lime in the limed juice to give $CaCO_3$.

The most common fuel in sugar industry lime kilns is coke. This is mainly because the product gas contains more CO_2 (40 – 42 % CO_2 by volume) than product gas from oil- or gas-fired kilns (28 – 32 % CO_2 by volume).

The consumption levels (limestone and fuel) for sugar industry lime kilns are about the same as for the same types of lime kiln in other sectors.

Useful information regarding the sugar industry can be found in the Reference Document on the Best Available Techniques in the Food, Drink and Milk Industries (FDM). However, information about the type and amount of lime produced as well as the kilns and fuels used is not yet covered within the FDM BREF [125, European Commission, 2006].

2.3 Current consumption and emission levels

The main environmental issues associated with lime production are air pollution and the use of energy. The lime burning process is the main source of emissions and is also the principal user of energy. The secondary processes of lime slaking and grinding can also be of significance, as well as subsidiary operations (namely crushing, screening, conveying, storage and discharge) and are relatively minor in terms of both emissions and energy usage.

It has to be noted that, if not otherwise mentioned in this document, for this section concerning the lime industry, the standard conditions for measurements of volume flows and concentrations of flue-gases are related to the following definitions, which are also stated in the Glossary:

m^3/h	volume flow: if not otherwise mentioned in this document, the volume flows refer to 11 vol-% oxygen and standard state
mg/m^3	concentration: if not otherwise mentioned in this document, the concentrations of gaseous substances or mixtures of substances refer to dry flue-gas at 11 vol-% oxygen and standard state
standard state	refers to a temperature of 273 K, a pressure of 1013 hPa and dry gas

In addition, it has to be noted that the emissions ranges refer to a reference oxygen level of 11 % although the actual oxygen level within the firing process is much lower than 11 %. The calculation formula for calculating the emissions concentration is shown below:

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

E_R (mg/Nm^3): emissions concentration related to the reference oxygen level O_R
O_R (vol %): reference oxygen level
E_M (mg/Nm^3): emissions concentration related to the measured oxygen level O_M
O_M (vol %): measured oxygen level

Additional useful information on monitoring can be found in the Reference Document on the General Principles of Monitoring (MON) [151, European Commission, 2003].

2.3.1 Consumption of limestone

Lime production generally uses between 1.4 and 2.2 tonnes of limestone per tonne of saleable quicklime. Consumption depends on the type of product, the purity of the limestone, the degree of calcination and the quantity of dust carried out from the kiln and the kiln exhaust gases.

2.3.2 Use of energy

2.3.2.1 Limestone calcining

Energy use for a given kiln type also depends on several different factors, such as the quality of the stone used, the degree of conversion of calcium carbonate to calcium oxide, the size of the stone, the moisture, the fuel, the design of the kiln, the control of the process, the air tightness, etc.

The heat of dissociation of calcium limestone is 3.2 GJ/tonne for lime (about 9 % less for dolime). The net heat use per tonne of quicklime varies with kiln design. Rotary kilns generally require more heat than shaft kilns. The heat use tends to increase as the degree of burning increases (see Section 2.2.6.1).

The use of electricity varies from a low range of 5 – 15 kWh/tonne of lime for mixed feed shaft kilns, to 20 – 40 kWh/tonne for the more advanced designs of shaft kilns and for rotary kilns.

Typical heat and electrical power use by various types of lime kilns are shown in Table 2-23. The heat consumption represents about 95 % of the total energy consumption to produce lime.

Kiln type	Energy type used for lime and dolime manufacture	
	Heat use/consumption [1] GJ/tonne	Kiln electricity use kWh/tonne
Long rotary kilns (LRK)	6.0 – 9.2	18 – 25
Rotary kilns with preheater (PRK)	5.1 – 7.8	17 – 45
Parallel flow regenerative kilns (PFRK)	3.2 – 4.2	20 – 40
Annular shaft kilns (ASK)	3.3 – 4.9	18 – 35[2] Up to 50[3]
Mixed feed shaft kilns (MFSK)	3.4 – 4.7	5 – 15
Other kilns (OK)	3.5 – 7.0	20 – 40
[1] Heat use/consumption represents about 80 % of the total energy consumption to produce lime [2] For limestone grain sizes of between 40 and 150 mm [3] For limestone grain sizes of <40 mm		

Table 2-23: Typical heat and electrical use by kiln types in the EU-27 for lime and dolime manufacture
[46, Germany, 2006], [54, EuLA, 2006], [64, Czech Republic, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

The following parameters can influence the energy consumption values given in Table 2-23:

- grain size
  - to 5 %
- limestone humidity
  - 1 to 10 %
- fuel (dry, efficiency, etc.)
  - to 5 %
- CO_2 residual:
  - 0.5 to 5 %
- dolime:
  - up to 9 %/lime
- hard burned lime:
  - ~10 %.

The residual CO_2 content in the products can affect the energy consumption. The energy consumption increases with the hardness of the products. The residual CO_2 content determines the use of the lime; lime with a CO_2 content of about 5 % is used in the steel industry, lime with a CO_2 content of around 1.5 % is used for exhaust gas desulphurisation.

In the special case of dead burned dolime, the energy consumption is in the range of 6.5 to 13 GJ/tonne depending on the type of kiln [54, EuLA, 2006].

To reduce the high consumption of fuel energy, different measures/techniques were implemented at different types of lime kilns, such as:

- process optimisation and control
- reduction of excess air.

2.3.2.2 Lime hydrating

The hydrating process is exothermic, so excess water is added to control the temperature in the hydrators. This excess water, which is low in quantity, is converted into steam, which is discharged into the atmosphere, together with a small amount of air that is drawn into the hydrator to prevent moisture and dust from entering the plant/quicklime feed equipment, and to assist in the evaporation of excess water.

The energy requirements to operate the hydrators, air classifiers and conveying equipment amounts to approximately 5 to 30 kWh/tonne of quicklime.

2.3.2.3 Lime grinding

The energy use in lime grinding varies from 4 to 10 kWh/tonne of quicklime for the coarser grades (for example, those used for soil stabilisation) to 10 to 40 kWh/tonne of quicklime for the finer grades. The amount of energy required also depends on the equipment used. Fine impact mills can be used for the coarser products. Ball mills, ring-roll mills and high pressure mills plus de-agglomerators (with progressively lower specific energy use) are used for making finer products.

2.3.3 Emissions to air

Emissions to air and noise emissions arise during the manufacture of lime. Furthermore, emissions to water, process losses/waste arise and, in rare cases, odours. In this section, ranges of air pollutant emissions are presented for the process of lime production, including other process steps, such as storage and handling of raw materials, fuels or products.

Significant emissions to air in the manufacture of lime arise in the calcination process. The most relevant emissions to air from the calcination of limestone are:

- carbon oxides (CO, CO_2)
- nitrogen oxides (NO_x)
- sulphur dioxide (SO_2)
- dust (PM).

The nature and concentration of the emissions is influenced by several factors, such as:

- type of kiln and kiln design
- operating or process conditions
- chemistry and quality of the raw material limestone
- the fuels used
- abatement techniques for emissions reduction.

Other emissions to air occur in the production process and these may include:

- hydrogen chloride (HCl)
- hydrogen fluoride (HF)
- organic compounds
- heavy metals
- polychlorinated dibenzo-p-dioxins and dibenzofurans (PCDD/F)
- hydrogen sulphide (H_2S).

Type of kiln and kiln design

The kiln type is selected, among other things, to be consistent with the size and nature of limestone available and for its ability to meet the particular quality requirements.

Kiln designs have different characteristics, such as:

- their ability to use specific types of limestone (chemistry and range of grain size)
- types of fuels used and their methods of fuel injection into the kiln
- the air to fuel ratio
- their operating temperature profiles
- their heat distribution.

Another important factor related to kiln type is the gas to solid interaction, which depends on the temperature profile in the kiln. It allows certain components in the kiln gases (most notably SO_2 and HCl) to react with the quicklime or limestone. These components are removed from the gas, covered in the product and leave the kiln as part of the product.

Process conditions

The process parameters are selected to minimise the use of fuels and to avoid unburned limestone. The exact selected process parameters are important to achieve the product quality requirements and have an influence on the emissions.

Chemistry of the limestone

The concentration of impurities and the behaviour of the stone during calcination can influence emissions. The variations of sulphur and chlorine contents in the limestone/dolomite play an important role and have an effect on the range of the SO_2 and HCl emissions in the exhaust gas. This depends on the type of kiln and the process conditions required to produce a certain quality of products.

Type of fuel

The natural composition, such as solid, liquid and gaseous, the calorific value and combustion characteristics of the fuels used as well as the content of the different components, such as sulphur and chlorine, have an influence on the emissions to air.

An example of a fuel dosing system principle for a shaft kiln is shown in Figure 2.10 in Section 2.2.4.

Abatement equipment

Lime kilns are typically fitted with abatement techniques to reduce emissions to air, e.g. dust. The type of abatement technique used depends on, e.g. the kiln type and the fuels used. Dust emissions do not only occur during the calcination process, but also in other processing operations used in lime manufacturing such as screening, crushing, milling, hydrating and packing.

In 2006, European lime producers reported up-to-date ranges of emissions to air. Typical emissions for European lime kilns are presented in Table 2-24.

Pollutant	Concentration		Ratio/tonne of lime	
	Min mg/Nm^3	Max mg/Nm^3	Min kg/tonne of lime	Max kg/tonne of lime
Particulates				
Dust	1[2)] – <10	>250	0.003 – 0.006	>1.3
Gases				
NO_x	<50 – <100	>2500	<0.15	>12.5
SO_2	<50	>2000	0	>10.0
CO_2			987	1975
CO	100	>2500	<0.3	>12.5
HCl	0.02[2)] – 10	>250	0.00006	>1.3
Dioxins (average)	0.0155 ng I-TEQ/Nm^3	0.0638 ng I-TEQ/Nm^3	$4.7*10^{-8}$	$3.2*10^{-7}$
Heavy metals (gaseous and particular forms) [1)]				
Arsenic	<0.01	<0.10	$<5*10^{-5}$	$<5*10^{-4}$
Cadmium	<0.01	<0.10	$<5*10^{-5}$	$<5*10^{-4}$
Copper	<0.01	<0.10	$<5*10^{-5}$	$<5*10^{-4}$
Manganese	<0.01	<0.10	$<5*10^{-5}$	$<5*10^{-4}$
Mercury	<0.01	<0.10	$<5*10^{-5}$	$<5*10^{-4}$
Tin	<0.01	<0.10	$<5*10^{-5}$	$<5*10^{-4}$
Tellurium	<0.01	<0.10	$<5*10^{-5}$	$<5*10^{-4}$
Thallium	<0.01	<0.10	$<5*10^{-5}$	$<5*10^{-4}$
Vanadium	<0.01	>0.10	$<5*10^{-5}$	$<5*10^{-4}$
Chromium	<0.01	>0.10	$<5*10^{-5}$	$<5*10^{-4}$
Antimony	<0.01	<0.04	$<5*10^{-5}$	$<2*10^{-4}$
Selenium	<0.01	<0.06	$<5*10^{-5}$	$<3*10^{-4}$
Cobalt	<0.01	<0.06	$<5*10^{-5}$	$<3*10^{-4}$
Lead	<0.10	>1.00	$<5*10^{-4}$	$<5*10^{-3}$
Zinc	<0.10	>1.00	$<5*10^{-4}$	$<5*10^{-3}$

Emissions concentrations are averages and are indicative values based on various measurement techniques.
Based on the following typical exhaust dry gas volumes, normal standard state conditions referring to a pressure of 1013 hPa and a temperature of 273.15 K, normalised for O_2 content of 11 %:

- 3000 Nm^3/t lime for normal shaft kilns, annular shaft kilns and parallel flow regenerative kilns (min)
- 3700 Nm^3/t lime for rotary kilns with preheaters
- 5000 Nm^3/t lime for long rotary kilns (max)

[1)] The lower range corresponds to the detection level for metals
[2)] Spot measurements

Table 2-24: Examples of typical emissions occurring from lime kilns in Europe [54, EuLA, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

2.3.3.1 Dust (PM)

2.3.3.1.1 Channelled dust emissions

Calcining of limestone

Dust (particulate matter/PM) generation arises from finely divided particles in the limestone feed, from thermal and mechanical (degradation of the lime and limestone) decrepitation within the kiln, and, to a lesser extent, from fuel ash. The levels of dust at the inlet of the dedusting equipment vary widely, depending on kiln design, capacity and raw material used among other things.

Because of the wide range of exhaust gas conditions, a variety of dust collectors are used, including cyclones, wet scrubbers, fabric filters, electrostatic precipitators and gravel bed filters. Typical cyclones remove about 90 % of the dust from lime kilns.

After abatement, emissions typically range between 10 and 250 mg/Nm^3, with 20 to 100 mg/Nm^3 obtained using wet scrubbers. Figure 2.35 presents spot measurement results and shows that 70 % of the tests on lime kilns using ESPs and fabric filters, give dust emissions of below 20 mg/Nm^3 (of these, 60 % are less than 10 mg/Nm^3), and that this value is only obtained for 6 % of tests on lime kilns using wet scrubbers. Furthermore, spot dust emissions from the kiln firing process in a range of between 1.4 to 2 mg/Nm^3 were also reported [16, EuLA, 2001], [45, Schorcht, 2006]], [46, Germany, 2006], [66, Austria, 2006], [68, EuLA, 2006], [71, Hungary, 2006].

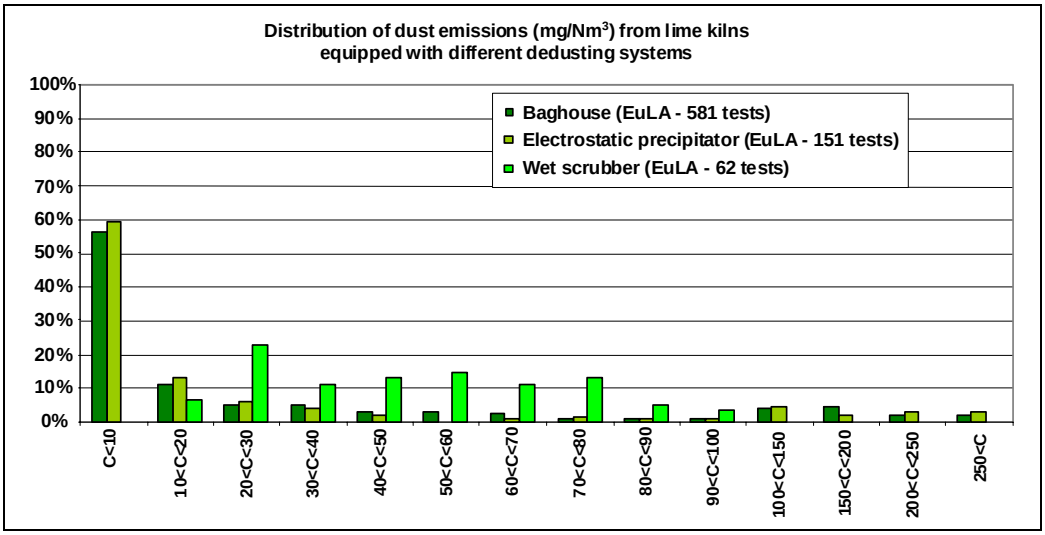

Figure 2.35: Dust emissions measured from different types of lime kilns using different types of dust abatement techniques in the EU-27 (spot measurements as half hourly values) [129, EuLA, 2006]

In Germany, all shaft kilns are equipped with fabric filters. After flue-gas abatement with fabric filters, dust emissions typically range from <10 to <20 mg/Nm^3 (spot measurements, standard state, 10 % O_2 when using waste). Fabric filters achieving these levels have an air:cloth ratio ranging from <1 to 1.2 m^3/m^2•min. Rotary kilns are equipped with ESPs. The typical range of emissions is less than 20 mg/m³. The separated dust from fabric filters or ESPs is mostly used as product. Dust emissions in the clean gas after wet scrubbers and gravel bed filters were used in Germany and were typically in the range from 30 to 60 mg/Nm^3 measured as daily average values under standard conditions. However, in order to achieve a dust emission level of less than 20 mg/Nm^3, wet scrubbers and gravel bed filters were replaced by fabric filters. Measures shows that the dust emission values do not depend on the type of fuel used, i.e. fossil or waste origin. In the case of waste used as fuels, e.g. in shaft kilns, dust emissions range from <5 to <10 mg/Nm^3 as daily average values [46, Germany, 2006].

Lime hydrating

The gaseous effluent from hydrating plants is rather small in volume; levels are around 800 m^3/tonne hydrated lime, but it may contain 2 g/m^3 of dust before abatement. Thus, the generation of dust can be about 1.6 kg/tonne hydrated lime. Both wet scrubbers and fabric filters are used to dedust the emissions. The moisture content of the emissions may influence the emission level. For this reason, wet scrubbers are often used in hydrating plants. By using new generations of wet scrubbers, emission levels after abatement range from 10 to 30 mg/Nm^3, corresponding to approximately 0.008 to 0.024 kg/tonne hydrated lime. In the UK in 2007, three of

the most modern wet scrubbers showed results of 11 mg/Nm^3, 17 mg/Nm^3 and 18 mg/Nm^3. However, dust emissions of up to 60 mg/Nm^3 were also reported (expressed in wet conditions) [168, TWG CLM, 2007], [177, EULA, 2008].

Lime grinding

Air is drawn through all of the grinding equipment to remove ground/milled lime of the required particle size. The product is separated from the air in fabric filters, often preceded by cyclones. Thus, dust collection is an integral part of the process. After abatement, dust emissions typically range between <10 and 50 mg/Nm^3. In Germany, emission values from the lime grinding process are typically below 20 mg/Nm^3.

Connected and subsidiary processes/operations

Nearly all connected and subsidiary processes of a lime plant can generate dust emissions, such as crushing, screening, conveying, slaking, storage and discharge. Dust emissions are controlled by containment. The air is passed through and regularly separated in fabric filters, e.g. for the following processes:

- primary/secondary crusher
- limestone storage
- grinding mills for quicklime
- screening machines
- quicklime storage silos
- storage of solid fuels (e.g. pulverised lignite)
- handling of quicklime.

The collected dust is generally returned to the product. Equipment for the grinding and handling of quicklime is kept under slight suction. Dust emission values from these sources are reported to be in a range of less than 10 to 20 mg/m^3 which can safely be achieved.

2.3.3.1.2 Diffuse dust emissions

Diffuse dust emissions mainly arise from the storage and handling of raw materials, fuels and lime and from vehicles at the manufacturing site. A simple and linear site layout is advisable to minimise possible sources of diffuse dust.

Diffuse dust from, for example, stock piles of raw materials and solid fuels can cause problems, which can be reduced by using the following measures/techniques:

- sufficient humidification of stockpiles, charging points and discharging points
- use of conveyor belts with adjustable heights.

Conveyors and elevators are constructed as closed systems, if dust emissions are likely to be emitted from dusty material. Roads within the plant area used by lorries are paved and cleaned periodically in order to avoid diffuse dust emissions. In addition, spraying with water at the installation site is also carried out. Wherever possible, closed storage systems are used. To reduce diffuse dust emissions during loading burned lime, an example is to use flexible filling pipes equipped with a dust extraction system. These flexible filling pipes are equipped with exhausting devices that guarantee dust-free loading. They are positioned to the loading floor of the lorry from where they move automatically upwards until a programmed filling height is reached. After the lorry moves forward about 30 cm, the flexible filling pipe is positioned and loading starts again [46, Germany, 2006], [66, Austria, 2006].

2.3.3.2 Nitrogen oxides

NO and NO_2 are the dominant nitrogen oxides (NO_x) detected in the flue-gas of rotary kilns producing lime, although they can arise from the fuel during combustion. There are two main sources for the formation of NO_x:

- thermal NO_x is mainly produced by the high temperature reaction of nitrogen and oxygen in the combustion air (thermal NO_x), a process which is highly dependent on temperature and fuels used
- fuel NO_x results from the reaction between the nitrogen compounds present in the fuel with the oxygen of the combustion air.

Thermal NO_x forms at temperatures above 1000 °C, i.e. in the burning zone of the kiln, where the temperatures are sufficiently high. The amount of thermal NO_x produced increases with higher temperatures and growing oxygen contents in the burning zone. Since kilns producing hard or dead burned lime with low reactivity have to be operated with higher temperatures in the burning zone, they tend to generate more thermal NO_x than kilns producing soft burned lime with high reactivity. Because of this temperature dependence, NO_x emissions in vertical shaft kilns are generally lower than in rotary kilns, as shown in Figure 2.36.

Fuel NO_x is generated by the oxidation of the nitrogen compounds present in the fuel. Depending on the combustion conditions, fuel nitrogen either combines with other nitrogen atoms to form N_2 or reacts with oxygen to form NO_x. In the burning zone of rotary kilns, temperatures are usually high enough to promote some oxidisation of the fuel nitrogen into fuel NO_x.

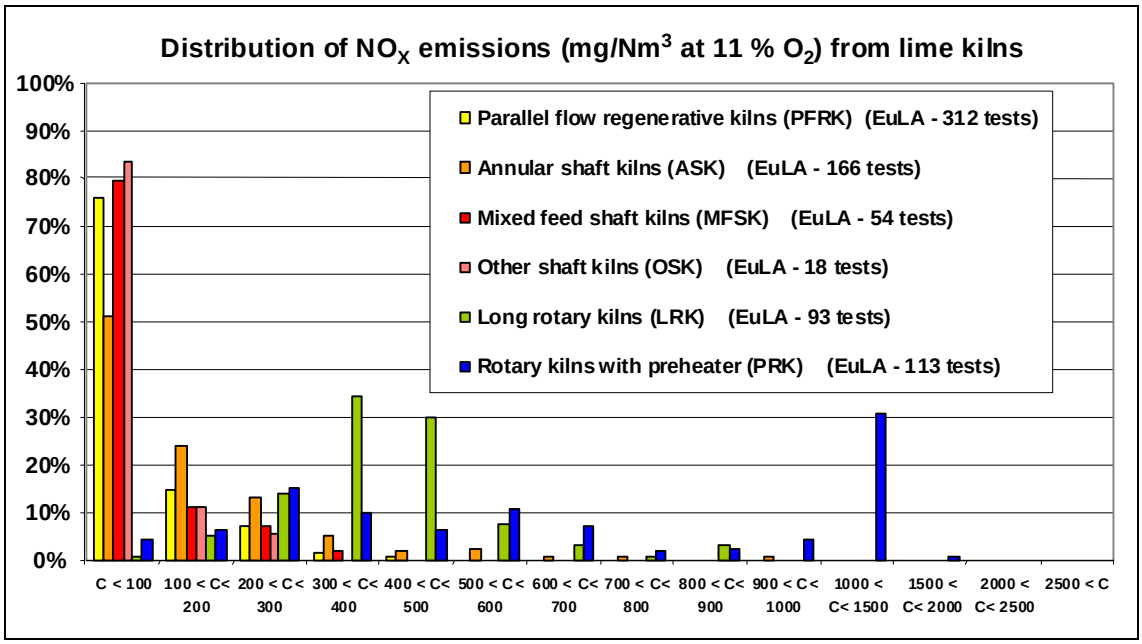

Figure 2.36: NO_x emissions measured from different types of lime kilns in the EU-27 (spot measurements as half hourly values)
[129, EuLA, 2006]

As shown in Figure 2.36, NO_x emissions from rotary kilns range from between 300 and 2000 mg/Nm^3 depending on the kiln type, the fuels used and the lime type produced. Spot measurements show that of these tests, 68 % of the NO_x emissions from rotary kilns are below 500 mg/Nm^3. NO_x emissions from shaft kilns range from between <100 and 500 mg/Nm^3 depending on the kiln type used and the lime type produced. Spot measurements show that of these tests 60 % of the NO_x emissions from shaft kilns are below 100 mg/Nm^3. Furthermore, around 80 % of PFRKs, MFSKs and OSKs and approx. 50 % of ASKs achieve NO_x emission values of <100 mg/Nm^3 measured as half hourly values.

Rotary kilns (long rotary kilns (LRK) or rotary kilns with preheater (PRK))

The flame is well defined and flame temperatures are higher than in shaft kilns. Because of the heat transfer processes, the maximum temperature of the kiln gases is also high, resulting in increased thermal NO_x levels.

Dead burned dolime is mainly produced in rotary kilns. The process requires higher temperatures, therefore resulting in still higher NO_x levels.

NO_x emissions for these kilns range usually from 300 up to 2000 mg/Nm^3 depending on the type of lime/dolime produced (soft to hard burned) and are dependent upon the content of nitrogen in the fuels, the process temperatures, excess air and the manufactured product. Based on a specific flue-gas flow of:

- 5000 Nm^3/t at 11 % O_2 for LRK
- 4000 Nm^3/t at 11 % O_2 for PRK,

the specific nitrogen oxide flow is in the range of between 1.5 and 10 kg/t lime for LRK and 1.2 and 8 kg/t lime for PRK.

Shaft kilns (other kilns (OK), mixed feed (MFSK), annular (ASK), and parallel flow regenerative (PFRK))

Shaft kiln types emit less NO_x than rotary kilns because temperatures in shaft kilns are usually below 1400 °C, so that formation of thermal NO_x is comparatively lower.

In addition, combustion processes usually generate relatively lower flame temperatures than rotary kilns which, together with low intensity mixing conditions, result in lower levels of fuel NO_x.

NO_x emissions for these kilns range usually from 100 up to 500 mg/Nm^3 depending on the type of lime/dolime produced. Based on a specific flue-gas flow of:

- 3000 Nm^3/t (11 % O_2) for PFRK and ASK
- 2500 Nm^3/t (11 % O_2) for MFSK and OK,

the specific nitrogen oxide flow is in the range of between 0.3 and 1.5 kg/t lime for PFRK/ASK and 0.25 and 1.3 kg/t lime for MFSK/OK.

However, where shaft kilns are used to produce hard burned calcium lime, or dead burned dolomite, higher NO_x emission levels of up to 2000 mg/Nm^3can be found.

2.3.3.3 Sulphur dioxide

In the majority of lime burning operations, the quicklime captures most of the sulphur from the limestone and the fuel. The efficient contact between the kiln gases and the quicklime usually ensures efficient absorption of sulphur dioxide. Typical SO_2emissions of less than 50 mg/Nm^3 as a half hourly average value are reported from lime kilns in the EU-27, and these depend on the kiln used for lime production as shown in Figure 2.37.

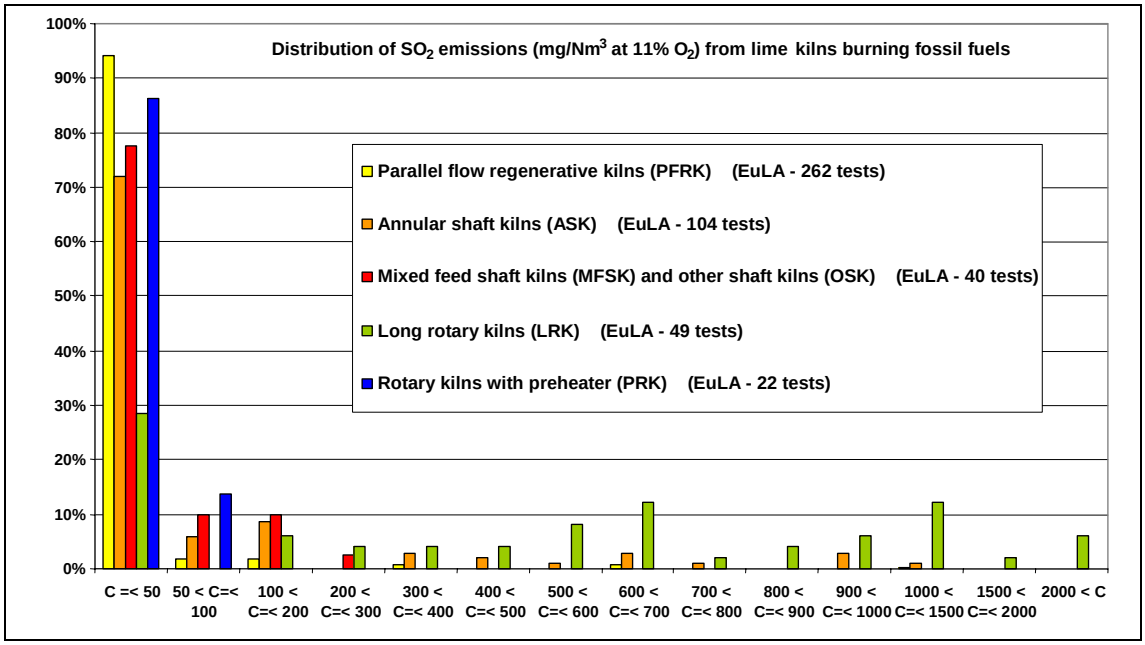

Figure 2.37: SO_2 emissions measured from different types of lime kilns using fossil fuels in the EU-27 (spot measurements as half hourly values)
[129, EuLA, 2006]

As shown in Figure 2.37, SO_x emissions from rotary kilns range from between 50 and 2000 mg/Nm^3 depending on the kiln and the fuel type used and the lime type produced. Spot measurements show that of these tests, 63 % of the SO_x emissions from rotary kilns are below 500 mg/Nm^3. SO_x emissions from shaft kilns range from between <50 and 1000 mg/Nm^3 depending on the kiln type used and the lime type produced. Spot measurements show that of these tests, 87 % of the SO_x emissions from shaft kilns are 50 mg/Nm^3 or below. Furthermore, spot measurements show that of these tests, more than 90 % of the SO_x emissions from PFRK are <50 mg/Nm^3 and 90 % of the SO_x emissions from OSK are <200 mg/Nm^3 (measured as half hourly values). Furthermore, nearly 90 % of rotary kilns with preheaters (PRK), approximately 78 % of annular shaft kilns (ASK), other shaft kilns (OSK) and mixed feed shaft kilns (MFSK) achieve a value of 50 mg/Nm^3 or below (measured as half hourly value).

It has to be noted that by using waste fuels for firing, 100 % of PFRK and ASK, 90 % of PRK and approx. 80 % of LRK achieve SO_x emissions of 50 mg/Nm^3 or less (measured as a half hourly average value) as shown in Figure 2.38.

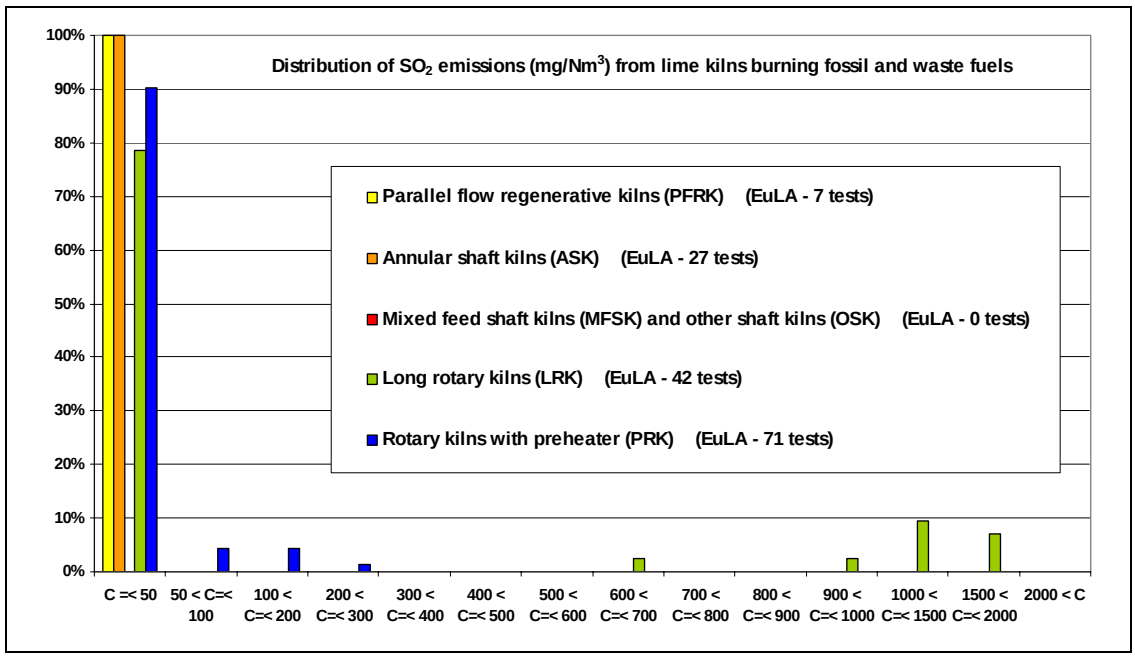

Figure 2.38: SO_2 emissions measured from different types of lime kilns using fossil fuels and waste fuels for kin firing in the EU-27 (spot measurements as half hourly values) [129, EuLA, 2006]

Long rotary kilns (LRK)

Long rotary kilns have the ability to produce low sulphur quicklime in a reducing atmosphere. In this case, part of the sulphur in the fuel and limestone is expelled as sulphur dioxide mainly in the exhaust gases.

SO_x emissions for these kilns range usually from 50 up to 1500 mg/Nm^3 depending on the type of fuel used and on the reducing or oxidising atmosphere in the kiln which is necessary for different product qualities. The higher emissions are linked to high sulphur fuels as low sulphur fuels are not always available to the operator. Based on the specific flue-gas flow of 5000 Nm^3/t (11 % O_2) the specific sulphur oxide flow is in the range of between 0.3 and 7.5 kg/t lime.

Rotary kilns with a preheater (PRK)

Rotary kilns with a preheater also have the ability to produce low sulphur quicklime in a reducing atmosphere but, in this case, part of the sulphur in the fuel is mainly captured by lime and in the dust. Therefore, the sulphur emissions are lower than for the LRK.

SO_x emissions for these kilns range usually from 50 up to 400 mg/Nm^3 depending on the type of fuel used and on the reducing or oxidising atmosphere in the kiln which is necessary for different product qualities. Based on the specific flue-gas flow of 4000 Nm^3/t (11 % O_2) the specific sulphur oxide flow is in the range of between 0.2 and 1.6 kg/t lime.

Shaft kilns (other kilns (OK), mixed feed (MFSK), annular (ASK), and parallel flow regenerative (PFRK))

In shaft kilns, efficient contact between kiln gases and quicklime usually ensures efficient absorption of sulphur dioxide (which can lead to high sulphur quicklime with high sulphur content fuel).

SO_x emissions for these kilns range usually from 50 up to 400 mg/Nm^3 depending on the type of fuel used, except for ASK where the maximum is 1000 mg/Nm^3. Based on a specific flue-gas flow of:

- 3000 Nm^3/t (11 % O_2) for PFRK and ASK
- 2500 Nm^3/t (11 % O_2) or MFSK and OK,

The specific sulphur oxide flow is in the range of between 0.2 and 1.2 kg/t lime for PFRK/ASK and 0.1 and 1.0 kg/t lime for MFSK/OK.

2.3.3.4 Carbon oxides (CO_x)

2.3.3.4.1 Carbon dioxide (CO_2)

Emissions of CO_2 are determined and reported as a greenhouse gas. Emissions of CO_2 from the lime industry are involved in the Emissions Trading Scheme. Regarding CO_2 emissions and the Emissions Trading Scheme, information can be found in Directive 2003/87/EC of the European Parliament and the Council of 13 October 2003 establishing a scheme for greenhouse gas emissions allowance trading within the Community and amending Council Directive 96/61/EC [99, European Commission, 2003].

The basic mineralogical reaction in lime/dolime manufacturing can be expressed by:

- lime: $CaCO_3$ + energy → CaO + CO_2 process + CO_2 combustion
- dolime: $CaCO_3$•$MgCO_3$ + energy → CaO•MgO + 2CO_2 process + CO_2 combustion

(CO_2 process) determined from lime/dolime production
(CO_2 combustion) determined from energy consumption

Quantities of process and combustion CO_2, by type of kiln, are shown in Table 2-25.

Type of kiln[1)]	Tonne of process CO_2 per tonne of lime (CaO)[2)]	Tonne of process CO_2 per tonne of dolime (CaO.MgO)[2)]	Tonne of combustion CO_2 per tonne of lime/dolime	Total activity CO_2 emissions factor
Long rotary kilns (LRK)	0.785	0.913	0.365 – 1.062	Lime 1.150 – 1.847 Dolime 1.278 – 1.975
Rotary kilns with preheater (PRK)	0.785	0.913	0.269 – 0.617	Lime 1.054 – 1.402 Dolime 1.182 – 1.530
Parallel flow regenerative kilns (PFRK)	0.785	0.913	0.202 – 0.425	Lime 0.987 – 1.210 Dolime 1.115 – 1.338
Annular shaft kilns (ASK)	0.785	0.913	0.224 – 0.465	Lime 1.009 – 1.250 Dolime 1.137 – 1.378
Mixed feed shaft kilns (MFSK)	0.785	0.913	0.224 – 0.708	Lime 1.009 – 1.493 Dolime 1.137 – 1.621
Other kilns (OK)	0.785	0.913	0.224 – 0.508	Lime 1.009 – 1.291 Dolime 1.137 – 1.419

[1)] The type of kiln depends on the required product quality, limestone quality and granulometry input
[2)] Process CO_2 emissions factor defined by UNFCCC IPCCC guidelines. More information can be found in the '2006 IPCC Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories, Volume 3, Industrial Processes and Product Use'.

Table 2-25: CO_2 emissions factors from different kiln types in the lime industry [54, EuLA, 2006]

Until 2008, the emissions of carbon dioxide per tonne of quicklime were reduced in most countries of the EU-27, not only by replacing old kilns with more thermally efficient designs, but also by an improvement in the use of energy (for example, through better process control) and by increasing the productivity (e.g. by reducing the amount of waste dust produced).

2.3.3.4.2 Carbon monoxide (CO)

Typical CO emissions from lime plants are shown in Figure 2.39. CO emissions from lime kilns range from between less than 100 up to 2500 mg/Nm^3 depending on the kiln type and the type of fuel used. Around 50 % of the spot test results show CO emission values of less than 100 mg/Nm^3.

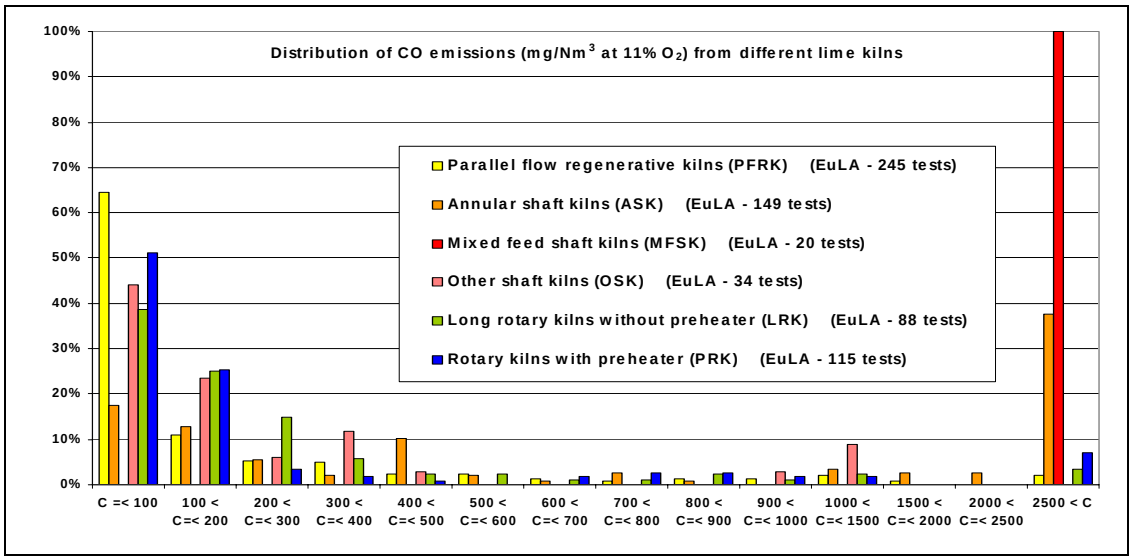

Figure 2.39: CO emissions occurring from different types of lime kilns in the EU-27 [129, EuLA, 2006]

Experiments carried out at lime kilns show that, by using thermal oxidation, CO concentrations of 2 vol-% can safely be managed. However, the CO emissions concentration in the clean gas is always <100 mg/Nm^3 [142, EnvNGO/Tebert, 2007].

The concentration of CO is measured at the bottom of the stack. When it enters the atmosphere, it will be quickly oxidised to CO_2 and dispersed.

When resulting from incomplete combustion, carbon monoxide (CO) emissions generally represent a loss of efficiency. Therefore, the operator tends to limit the CO emissions from their kilns.

Rotary kilns

CO emissions are continuously monitored at the extremity of the tube, on the exhaust gases side. CO emissions are linked to the targeted quality of lime, when sulphur is present in the limestone and/or fuel.

CO emissions for these kilns range usually from 100 to 400 mg/Nm^3 depending on the type of fuel used. Based on a specific flue-gas flow of:

- 5000 Nm^3/t at 11 % O_2 for LRK
- 4000 Nm^3/t at 11 % O_2 for PRK,

The specific carbon monoxide flow is in the range of between 0.5 and 2.0 kg/t lime for LRK and 0.4 and 1.6 kg/t lime for PRK.

Shaft kilns (other kilns (OK), mixed feed (MFSK), annular (ASK), and parallel flow regenerative (PFRK))

Annular shaft kilns (ASK) are operated, because of their basic design, with an excess of oxygen in the lower burner level and under stoichiometric conditions in the upper burner level. Therefore, the typical emissions range from 100 to 2500 mg/Nm^3. Based on the specific flue-gas flow of 3000 Nm^3/t (11 % O_2), the specific carbon monoxide flow is in the range of between 0.3 and 7.5 kg/t lime.

For other shaft kilns (OSK), the quantity of measurements does not allow consistent ranges for CO emissions to be quoted.

For mixed feed shaft kilns, it has to be noted that – in contrast to other combustion processes – the CO emission level of lime kilns does not automatically indicate incomplete combustion. The operating conditions of lime kilns are always determined by product requirements, i.e. by requested properties of the burned lime. As higher CO emissions correspond to a higher energy consumption of the kiln (+1 % CO in the waste gas is equal to an additional energy consumption of about 200 kJ/kg lime), lime kilns are usually operated in a way that keeps CO emissions as low as possible, depending on the individual products. In the German lime industry in general, the CO level in the waste gas is kept below 3 % by process optimisation measures/techniques. In order to reduce CO emissions, process optimisation is the only choice [46, Germany, 2006], Furthermore for mixed feed shaft kilns, CO emissions in the range of between 1 to 6 % can be observed when producing certain products. In these cases, controlled levels of carbon monoxide are necessary to produce the required product quality. However, some lime applications require hard burned lime, which is mainly produced in mixed feed shaft kilns. The CO emissions of mixed feed shaft kilns are determined by on the so-called Boudouard reaction as shown in Figure 2.40.

For parallel flow regenerative kilns (PFRK), very short CO peaks appear at the beginning of the cycles. At the end of the cycle, fuel injection is stopped, and before ‘reversal’, only air is injected for a time, to ensure all the fuel is burned. Experience shows that, despite this, a small quantity of fuel may remain under the lances. After reversal, it continues burning in unfavourable conditions, producing a ‘peak’ of CO.

CO emissions for these kilns range usually from 100 to 400 mg/Nm^3 depending on the type of fuel used. Based on the specific flue-gas flow of 3000 Nm^3/t (11 % O_2) the specific carbon monoxide flow is in the range of between 0.3 and 1.2 kg/t lime.

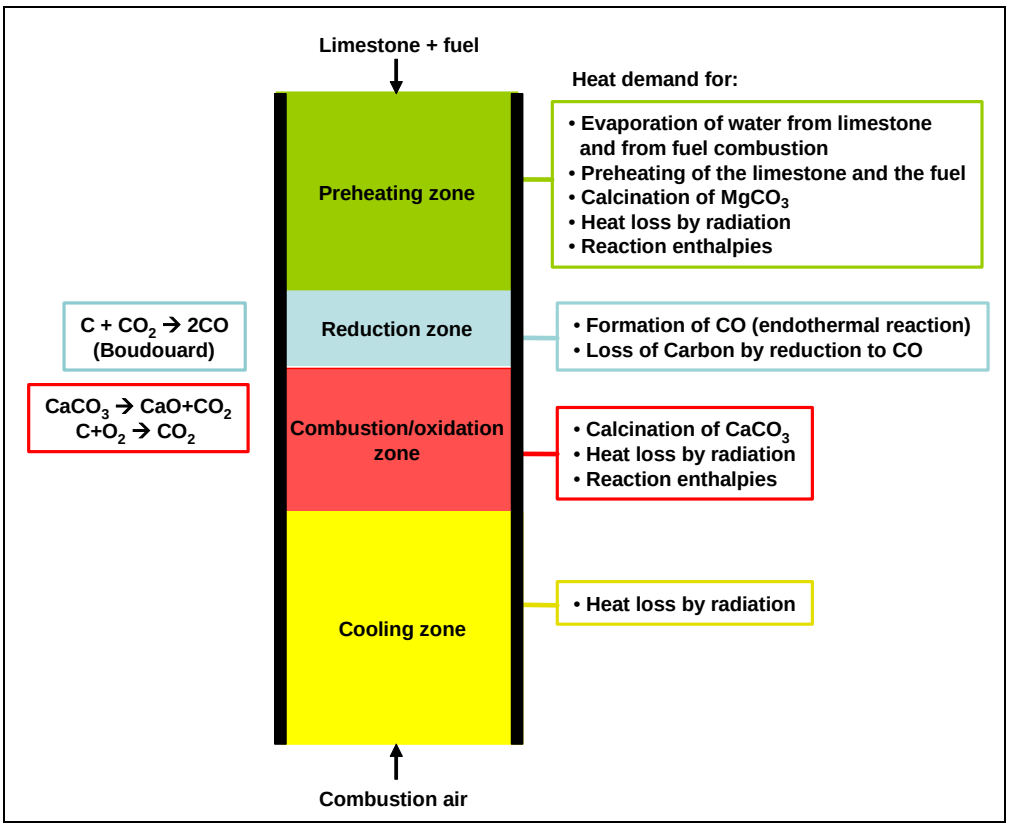

Figure 2.40: Chemical reactions and energy use in a mixed feed shaft kiln (Boudouard reaction) [46, Germany, 2006]

The Boudouard reaction is mainly determined by the temperature profile of the fuel in the oxygen-free atmosphere. Other relevant factors are the grain size, the reactivity of the fuel, the homogeneity of the feedstock, the air velocity and the initial CO_2 content. The CO generation rate rises with higher temperatures in the reduction zone. Therefore, prevention of CO emissions arising from mixed feed shaft kilns may be difficult and, to some extent, impossible [46, Germany, 2006].

Hydraulic lime production

Some limestone contains carbon, which can also lead to higher CO emissions from the lime burning process, such as in the case of natural hydraulic lime plants (see Section 2.2.2) using OSK where the limestone contains 65 – 90 % $CaCO_3$ and $MgCO_3$. The purity of this raw material is different from raw materials which are used for the production of other types of lime. During periodic measurements (twice a year) between 2003 and 2006, CO emission values in a range of between 5904 to 12560 mg/Nm^3 (spot measurement, 8 % O_2, standard state) were measured (respectively 4541 – 9555 mg/Nm^3 at 11 % O_2) [128, Portugal, 2007].

2.3.3.5 Organic compounds/total organic carbon (TOC)

VOC emissions are typically measured as total organic carbon (TOC). Specific analysis has shown that part of the TOC is mainly due to methane, however, benzene was also found as a measurement result. From mixed feed shaft kilns, 80 – 90 % methane and 2 % benzene are observed from emissions [46, Germany, 2006] [54, EuLA, 2006]. Typical emissions of organic compounds measured as total organic carbon (TOC) from different types of lime kilns (LRK, PFRK, ASK) are shown in Figure 2.41.

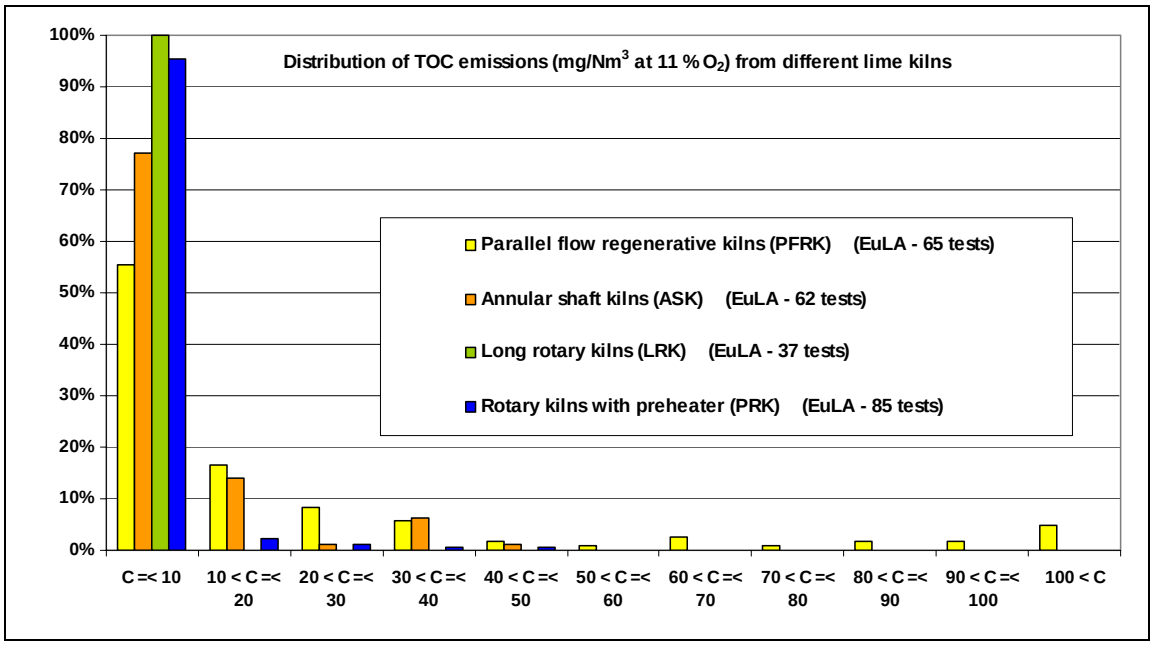

Figure 2.41: TOC emissions occurring from different types of lime kilns in the EU-27 [129, EuLA, 2006]

Emissions of VOCs are often related to emissions of CO, resulting from incomplete fuel combustion. Because the operator tends to limit the CO emissions of the kilns, the VOCs emissions remain generally low. In a very limited number of cases where the raw material, limestone contains organic matter of up to 0.1 %, volatile organic compounds can be emitted continuously.

For all kiln types except parallel flow regenerative kilns (PFRK) and mixed feed shaft kilns (MFSK), these emissions occur for short periods during start-up, or upset conditions thus leading to emissions of below 10 mg/Nm^3 (eqC). For PFRK, the process entails cyclic changes of combustion conditions every 10 to 12 minutes. Therefore, the levels of VOC emissions are slightly above the ones observed for other types of kilns. With older MFSKs, higher TOC emissions can occur because of the special process conditions which exist in the upper part of the kiln (reductive areas).

Hydraulic lime production

The emissions situation in the case of natural hydraulic lime production is different. The purity of the raw material used is different from raw material which is used for the production of other types of lime. The high content of organic matter in the raw material is due to the fossilisation of organisms within the material instead of converting them into carbon dioxide and water over the centuries. The organic material content (expressed in TOC) is in a typical range of between 0.8 – 5 %. A case study from 2005 shows that, where the raw material content of organic matter was in a range of between 2.8 and 5 %, the content of TOC in the calcined product was in a range of between 0.7 and 1.2 %. In a limited number of cases where the limestone contains a significant amount of organic matter, volatile organic carbon (expressed as TOC) may be emit-

ted continuously. During periodic measurements (twice a year) between 2003 and 2006, TOC emission values in a range of between 593 to 2169 mg/Nm^3 (spot measurement, 8 % O_2, standard state) have been measured (respectively 456 – 1668 mg/Nm^3 at 11 % O_2) [127, Portugal, 2007].

2.3.3.6 Polychlorinated dibenzo-p-dioxins (PCDD) and polychlorinated dibenzofurans (PCDF)

Raw materials or fuels that contain chlorides may potentially cause the formation of PCDD/F in any of the process zones where the temperatures range from 300 to 450 °C.

Data reported in the document 'Identification of Relevant Industrial Sources of Dioxins and Furans in Europe' indicate that lime production plants are of minor significance for the total PCDD/F emissions in Europe [31, LUA NRW, 1997].

The lime industry has performed measurements, most of them for internal purposes, in order to get a better overview of the PCDD/F situation. Data available in 2006 were quite representative of lime production in the EU-27, as shown in Table 2-26.

Kiln type	Average emissions PCDD/F (ng I-TEQ/Nm^3 (11% O_2))	Number of kilns monitored	Total number of kilns in the EU-27	Percentage (%)
Long rotary kilns (LRK)	0.0638	11	25	44
Rotary kilns with preheater (PRK)	0.0698	15	20	75
Parallel flow regenerative kilns (PFRK)	0.0198	45	149	30
Annular shaft kilns (ASK)	0.0155	40	77	52
Mixed feed shaft kilns (MFSK)	0.0532	25	115	22
Other kilns (OK)	0.0050	1	158	0.6

Table 2-26: Average PCDD/F emissions for different types of kilns in the EU-27 [54, EuLA, 2006]

2.3.3.7 Hydrogen chloride and hydrogen fluoride (HCl and HF)

Examples of typical HCl and HF emissions from various types of lime kilns are shown in Table 2-27.

Kiln type	mg HCl/Nm^{3} 1)	mg HF/Nm^{3} 1)
Quicklime (soft to hard burned)		
Long rotary kilns (LRK)	<5 – <50	<1
Rotary kilns with preheater (PRK) 2)	<5 – <20	<1
Parallel flow regenerative kilns (PFRK)	<10	<1
Annular shaft kilns (ASK)	<20 – <40	<2
Mixed feed shaft kilns (MFSK)	<15 – <20	<1
Other kilns (OK)	<10	<1
Dolime (soft burned to sintered)		
Long rotary kilns (LRK)	<150	<1
Rotary kilns with preheater (PRK)	<30	<1
Mixed feed shaft kilns (MFSK)	<20	<1
Use of waste		
Different kiln types	10 3)	1 3)
	60 4)	4 4)
1) Emissions concentrations are measured as half hourly average values and related to 10 % O_2 to make values comparable 2) Grate preheater rotary kiln 3) Daily average value 4) Half hourly average value		

Table 2-27: Typical HCl and HF emissions from various types of lime kilns in the EU-27 [46, Germany, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

The behaviour of HCl in lime kilns is very similar to that of SO_2. Thus, in the majority of lime burning operations, most of the chlorine which is present in the raw material (limestone) and the fuel is captured by the quicklime. The efficient contact between the kiln gases and the lime/dolime usually ensures efficient absorption of HCl. This is especially the case for vertical kilns where there is an efficient contact between the kiln gases and the lime/dolime. However, the HCl emissions from shaft kilns are mainly dependent upon the content of chlorine compounds in the limestone. HCl emissions tend to be higher when dry limestone is burned. In some cases, HCl emissions may be reduced by injecting water into the flue-gas.

As the chlorine content is higher in dolomite (100 to about 1000 ppm) than in limestone (10 to 150 ppm), the associated HCl emissions are, in general, higher when dolime is produced. Thus, for rotary kilns producing dolime, it was observed that these emissions can exceed an emission value of 10 mg/Nm^{3} (threshold of the WID), even if no chlorinated fuel was used [59, European Commission, 2000].

The distribution of typical emissions of HCl from different types of lime kilns (LRK, PFRK, ASK) are shown in Figure 2.42.

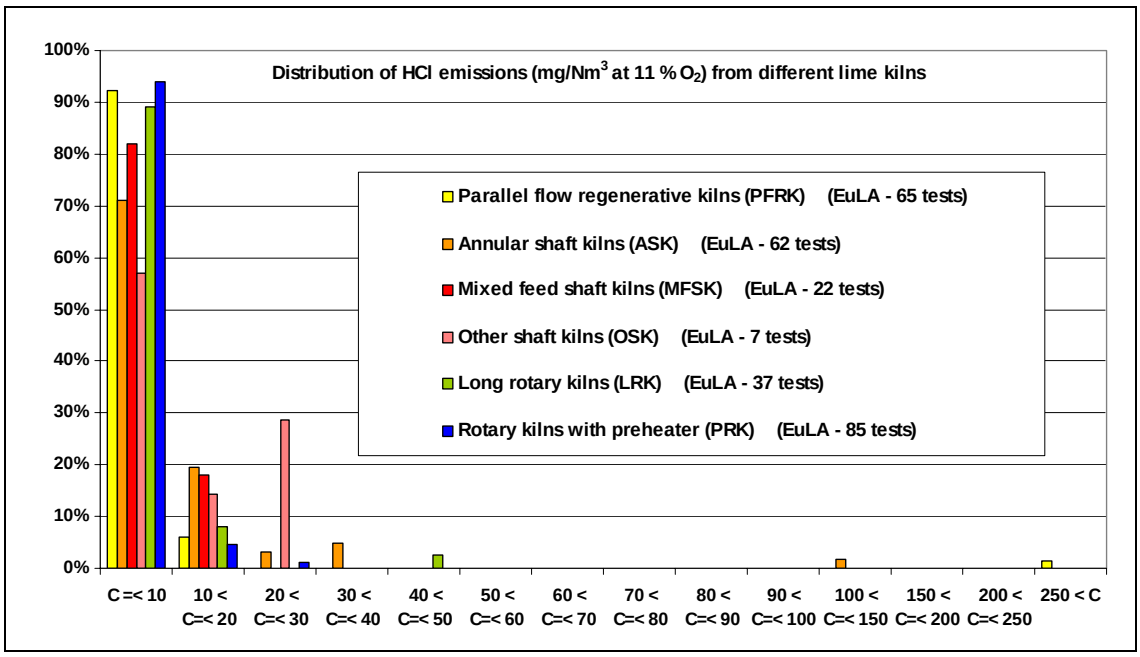

Figure 2.42: HCl emissions from different lime kilns in the EU-27 [129, EuLA, 2006]

In some cases, by using wastes as fuels and/or raw materials, emission values of 10 mg/Nm^3 for HCl and 1.0 mg/Nm^3 for HF are set as daily average values (10 % oxygen content). These emission levels also have to be kept during spot or periodic measurements [46, Germany, 2006], [168, TWG CLM, 2007].

2.3.3.8 Hydrogen sulphide (H_2S)

Because of the strong reducing conditions occurring in the upper part of mix feed shaft kilns, H_2S emissions arise only from this kiln type. Emissions of up to 20 mg/Nm^3 were observed.

However, no link was found between the sulphur content in the kiln feed, such as stone and fuel, and the H_2S emissions. This is due to the fact that parts of sulphur (in the kiln feed) are present in reduced form, e.g. pyrite, organic bound sulphur or elemental sulphur, when the remaining part is in oxidised forms, e.g. sulphate. The proportion of both is usually not known as the typical sulphur analysis indicates, only the total of both. However, during the chemical processes, which take place at the top of the mix feed shaft kiln, only the reduced or elemental forms of the sulphur lead to the formation of H_2S [46, Germany, 2006], [54, EuLA, 2006].

2.3.3.9 Metals

Large quantities of data are now available for the following metals: antimony, arsenic, cadmium, chromium, cobalt, copper, lead, manganese, mercury, nickel, selenium, tellurium, thallium, vanadium and zinc. Furthermore, from the use of waste materials, emissions of metals can also arise, as shown from an example in Section 4.3.4 (see Table 4-40).

Data for the emissions of metals in the EU-27 are shown in Table 2-28. In this table, the results (C) refer to an oxygen content of 11 % and they are the compilation of metals in vapour form and particulate form. In cases when the measured concentration was less than the detection limit, it was assumed that the result is equal to the detection limit. As a conclusion for most of these measurements, the emissions are below the analytical detection limits even in the case of using waste fuels. Therefore, emission values are within a range of 0.01 – 0.1 mg/Nm^3. For lead and zinc, in some specific cases with higher dust emissions, values of up to 0.40 mg/Nm^3 can be observed.

Detailed figures regarding the distribution of different types of metal concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 are shown in Section 4.3.1 [56, EuLA, 2006].

Metals	Results of metal emissions (C) in mg/Nm^3										
	C≤0.010	0.010<C ≤0.020	0.020<C ≤0.030	0.030<C ≤0.040	0.040<C ≤0.050	0.050<C ≤0.060	0.060<C ≤0.070	0.070<C ≤0.080	0.080<C ≤0.090	0.090<C ≤0.100	0.100<C
Arsenic (As)											
All types of fuels, kilns, dedusting systems	283	7	1	1	0	0	1	1	1	1	2
Cadmium (Cd)											
All types of fuels, kilns, dedusting systems	279	30	9	8	0	1	0	0	0	0	2
Cobalt (Co)											
All types of fuels, kilns, dedusting systems	248	15	1	0	3	1	0	0	0	0	0
Chromium (Cr)											
All types of fuels, kilns, dedusting systems	242	30	13	13	3	1	0	0	0	0	2
Copper (Cu)											
All types of fuels, kilns, dedusting systems	254	20	6	4	1	5	7	1	1	0	3
Mercury (Hg)											
All types of fuels, kilns, dedusting systems	237	27	10	6	3	0	0	0	0	0	3
Manganese (Mn)											
All types of fuels, kilns, dedusting systems	206	25	11	6	5	3	3	2	1	0	13
Nickel (Ni)											
All types of fuels, kilns, dedusting systems	230	36	19	14	4	0	4	0	1	0	5
Lead (Pb)											
All types of fuels, kilns, dedusting systems	292	21	9	1	2	1	1	0	0	0	3
Antimony (Sb)											
All types of fuels, kilns, dedusting systems	255	6	0	1	0	0	0	0	0	0	0
Selenium (Se)											
All types of fuels, kilns, dedusting systems	139	3	5	0	0	1	0	0	0	0	0
Tin (Sn)											
All types of fuels, kilns, dedusting systems	145	33	5	5	2	4	2	0	0	2	9
Tellurium (Te)											
All types of fuels, kilns, dedusting systems	124	6	2	0	0	0	0	0	0	0	1
Thallium (Tl)											
All types of fuels, kilns, dedusting systems	159	40	18	10	1	1	0	0	0	1	0
Vanadium (V)											
All types of fuels, kilns, dedusting systems	210	19	2	1	0	1	0	0	0	0	11
	Results of metal emissions (C) in mg/Nm^3										
	C≤0.1	0.1<C≤0.2	0.2<C≤0.3	0.3<C≤0.4	0.4<C≤0.5	0.5<C≤0.6	0.6<C≤0.7	0.7<C≤0.8	0.8<C≤0.9	0.9<C≤1	1<C
Zinc (Zn)											
All types of fuels, kilns, dedusting systems	184	14	11	5	1	3	1	0	2	0	9

Table 2-28: Number of plants achieving different metal emissions in the EU-27 [56, EuLA, 2006]

2.3.3.10 Impact on emissions behaviour by using waste materials

2.3.3.10.1 Emissions examples for the use of waste oil

A German example plant shows typical analysis results for emissions occurring from a shaft kiln using waste oil as fuel. This shaft kiln is equipped with a fabric filter. Within the 10 combustion chambers of an annular shaft kiln, typical temperatures range from 1140 to 1300 °C. The incinerated waste oil is delivered by a special waste oil collecting and blending facility. Before feeding the waste oil to the burner, it passes through a filtration sieve with a mesh size of 200 µm. The quality of the waste oil (calorific value approx. 0.030 – 0.039 GJ/kg and water content is approx. 4 – 13 % by weight) incinerated in the annular shaft kiln is shown in Table 2-29. This table shows typical analysis results from 2002.

Pollutant	Unit	Typical content of pollutants in waste oil after filtration (200 µm)[1)]
Sulphur	% by weight	0.34 – 0.55
Total chlorine	% by weight	0.03 – 0.04
Hg	mg/kg	≤0.05
Cd	mg/kg	0.2 – 0.3
TI	mg/kg	<0.5
Metals		
Σ Sb, As, Pb, Cr, Co, Cu, Ni, Mn, V, Sn	mg/kg	42 – 244
Σ 6 PCB 28, 52, 101, 153, 138, 180	mg/kg	<1
[1)] Typical analysis results from 2002		

Table 2-29: Typical analysis results from the quality of waste oil used in German shaft kilns [46, Germany, 2006]

Table 2-30 shows German results of individual emissions measurements from 2002. Waste oil was the only fuel used during the measurements.

Parameter	Unit	Range of individual half hourly measurements
dust	mg/Nm^3	1 – 11
TOC/VOC	mg/Nm^3	<4
CO	g/Nm^3	0.06 – 1.2
NO_x	mg/Nm^3	110 – 240
SO_2	mg/Nm^3	1 – 13
HF	mg/Nm^3	<0.2
HCl	mg/Nm^3	11 – 19
PCDD/F	ng I-TEQ/Nm³	<0.004[1)]
Heavy metals		
Σ Cd, Ti	mg/Nm^3	<0.01
Hg	mg/Nm^3	<0.01
Σ Sb, As, Pb, Cr, Co, Cu, Ni, Mn, V, Sn	mg/Nm^3	<0.04
Oxygen content 10 %, 273.15 K, 101.3 kPa, dry gas [1)] For PCDD/F, the sampling period is 6 hours		

Table 2-30: Individual emissions measurements from a German shaft kiln using waste oil [46, Germany, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

Investigations showed that emissions of metals are very low, regardless of kiln type and incinerated fuel. Measurements from all types of kilns have shown typical values for cadmium (Cd) within a range of <0.001 – 0.05 mg/Nm^3. For the total of the metals arsenic (As), lead (Pb), chromium (Cr), copper (Cu), nickel (Ni), selenium (Se) and tellurium (Te), typical emission levels from shaft kilns within a range of 0.01 – 0.04 mg/Nm^3 were observed. At rotary kilns, emissions of the metals arsenic (As), lead (Pb), chromium (Cr), copper (Cu), nickel (Ni), selenium (Se) and tellurium (Te) were higher in some cases, up to 0.16 mg/Nm^3. Mercury emissions from all types of kilns in general were <0.05 mg/Nm^3. Special attention has to be paid to the possible contamination of waste fuels used with mercury (e.g. waste wood). Because of the volatility of mercury, relevant higher mercury emissions may occur. Therefore, the mercury input via waste fuels has to be limited.

For the use of waste, the measured emissions for mercury were observed to be below 0.03 mg/Nm^3 measured as a daily average value, or 0.05 mg/Nm^3 measured as a half hourly average value. For the total of cadmium and thallium, the measured emissions were observed to be below 0.05 mg/Nm^3 measured as a half hourly average value, and for the sum of arsenic, cobalt, chromium, copper, manganese, lead, antimony, tin and vanadium, the measured emissions were observed to be below 0.5 mg/Nm^3 measured as a half hourly average value (oxygen content 10 %) [46, Germany, 2006].

2.3.3.10.2 Examples of emissions from the use of solid waste in rotary kilns

In four rotary kilns of an example plant in Germany, solid waste is used. The types of solid waste materials selected and used depend on the technical requirements of the burning process and the product quality. As an example, the quality control of these solid waste materials is described in Section 4.3.4. All rotary kilns are equipped with emissions reduction techniques, e.g. cyclones, an ESP for dust emissions reduction and the SNCR technique for NO_x emissions reduction.

Continuous measurements for the following emissions and reference factors are taken from the kiln stacks:

- dust (incl. PM_{10})
- nitrogen oxides (NO_x)
- sulphur oxides (SO_2) (started 2007)
- flue-gas volume flow
- flue-gas humidity
- flue-gas pressure
- flue-gas temperature
- oxygen content.

The measuring instruments and analysing units comply with DIN/ISO 14181. The measured values are recorded and transferred online to the monitoring authority. Table 2-31 shows continuous measurements of dust and NO_x recorded in 2006. The split of the measurement periods is due to changes in the national legislation. Until the end of 2006, SO_x was measured periodically and continuous measurements for SO_x started at the beginning of 2007.

Parameter	Unit	Emission value (yearly average)
January to October 2006		
Dust	mg/Nm^3	6.1
NO_x [1)]	mg/Nm^3	376
NO_x [2)]	mg/Nm^3	737
November to December 2006		
Dust	mg/Nm^3	4.1
NO_x [3)]	mg/Nm^3	366
[1)] Soft burned lime production [2)] Middle and hard burned lime production [3)] Soft, middle and hard burned lime production		

Table 2-31: Continuous emissions measurements taken in 2006 from a German rotary kiln using solid fuels [156, Germany, 2007, 164, Rheinkalk, 2007]

Furthermore related to national legislation, besides continuous measurements different emissions parameters are also measured periodically. Table 2-32 shows individual emissions measurements (daily average values).

Parameter	Unit	Emission values (daily average values)		
		First day	Second day	Third day
Total C (organic substances)	mg/Nm^3	1.7	1.7	0.2
HCl	mg/Nm^3	2.0	1.2	0.9
HF	mg/Nm^3	<0.1	<0.2	<0.2
SO_2	mg/Nm^3	8.9	2.5	5.2
Hg	mg/Nm^3	0.006	0.005	0.004
∑ Cd, Tl and components	mg/Nm^3	0.003	0.007	0.005
∑ Metals and compounds	mg/Nm^3	<0.009	<0.066	<0.049
Be	mg/Nm^3	<0.0001	<0.0001	<0.0001
PCDD/F	ng/Nm^3	0.072	0.044	0.025
Standard state, dry gas, 10.25 % O_2				

Table 2-32: Periodical individual emissions measurements taken in 2006 from a German rotary kiln using solid fuels
[164, Rheinkalk, 2007]

2.3.4 Process losses/waste

The calcination of limestone can produce the by-product lime with particulate sizes and decarbonation levels which do not always correspond to the market requirements. This by-product can be collected directly from the kiln outlet during start-up and shutdown procedures or by the screening or dedusting of the flue-gas. This by-product accounts for 1 to 5 % of the total yearly production. Small quantities of partially calcined material are produced when the kiln is started up from cold, and during shutdown. Such events may occur at frequencies ranging from once every 6 months to once every 10 years.

The separated solid fraction from limestone washing, for example, natural impurities such as silica, clay and ultrafine particles, can be utilised and re-used:

- for recultivation or covering of contaminated (e.g. acid) grounds
- as raw material in the cement industry or
- for soil improvement in agriculture.

The dust collected from fabric filters can be used in different kinds of commercial products [46, Germany, 2006]

2.3.5 Water use and purification

The raw materials from the quarry may contain small amounts of clay and sand. In this case, the limestone is washed with water before entering the kiln. The water demand for limestone washing is 0.5 to 2 m^3 per tonne of raw material, depending on the nature and the amount of impurities. After being used, the washing water contains 50 to 200 ml suspended solids per litre, corresponding to a solids content of 5 to 20 g/l. In general, the washing water is not loaded with any other pollutants.

The water used for limestone washing is usually taken from surface waters or from lowering of the ground-water during excavation. Other common sources for washing water are rainfall and wells.
The purified water from both systems is re-used in the washing process. The water recycling rate is about 85 %; only 15 % constitutes process losses and needs to be replaced by fresh water.

Treatment in the thickener and mechanical dehydration generate press cakes with a residual moisture content of 10 to 20 % [46, Germany, 2006].

2.3.6 Lärm

Noise emissions occur throughout the whole lime manufacturing process, from extraction and preparing the raw materials via the lime production process and material storage up to dispatch as well as shipping the final products. For example, during the lime production process, charging lumps of limestone into lime kilns can result in noise and/or vibration at levels which require abatement. However, sources of noise emissions can particularly originate from:

- heavy machinery
- chutes and hoppers
- any operations involving fracture, crushing, milling and screening of lime
- exhaust fans
- blowers
- duct vibration.

Plants are required to comply with noise reduction standards in compliance with national legislation.

2.3.7 Odours

Emissions of odour may occur in lime plants using mixed feed shaft kilns because of the hydrogen sulphide (H_2S) emissions produced. By using a fuel mix of 30 % coke and 70 % anthracite, H_2S emissions ranges of between 6 and 9.5 mg/Nm^3 were reported. With exclusive use of anthracite, reduced H_2S emissions of between not detectable and <1.6 mg/Nm^3 were reported.

Furthermore, waste materials used as raw materials or fuels may lead to odour emissions, especially during different process steps such as preparation and storage.

2.3.8 Monitoring

According to the European Lime Association, for vertical lime kilns, experience shows that the process conditions are generally stable. The level of emissions can only change if the chemical composition of the limestone and/or the fuel and the process conditions required to ensure a certain product quality, are modified.

Additional useful information regarding monitoring can be found in the Reference Document on the General Principles of Monitoring [151, European Commission, 2003]

2.3.8.1 Continuous measurements

Emissions measurements do indeed confirm the stability of the emissions. To control the kiln firing process, several process parameters are continuously monitored, demonstrating the process stability, e.g.

- temperature
- O_2 content
- airflow
- pressure.

Moreover, some of these process parameters are representative and therefore linked to the emissions parameters, e.g. intensity of the ESP and dust emissions. Additionally, continuously taking measurements may be appropriate and have been reported in some particular cases for the following parameters:

- NO_x
- SO_2
- dust
- CO.

However, if waste materials are used as fuels, continuous emissions monitoring according to the Waste Incineration Directive is normally required, such as for emissions of dust and NO_x, and – in some cases – SO_2 and VOC/TOC. In this context, further information and requirements which have to be specified when using waste are available in the Waste Incineration Directive 2000/76/EC. When co-incinerating waste, the requirements of the Waste Incineration Directive (WID) have to be met [59, European Commission, 2000].

It could also be appropriate to monitor the emissions of large rotary kilns due to the variability of some of their process parameters. Furthermore, depending on the fuels used, the process conditions and the relevance of the emissions, it may be necessary to carry out additional measurements [46, Germany, 2006], [54, EuLA, 2006].

2.3.8.2 Periodic measurements

Periodic measurements are carried out for the following pollutants, unless monitored continuously:

- dust
- sulphur dioxide (SO_2)
- nitrogen oxide (NO_x).

Depending on the input fuels especially in the case of waste used, process conditions and the relevance of the emissions, additional measurements are carried out for the following pollutants:

- carbon oxide (CO)
- total organic carbon (TOC)
- hydrogen chloride (HCl)
- hydrogen fluoride (HF)
- heavy metals
- polychlorinated dibenzo-p-dioxins (PCDD) and polychlorinated dibenzofurans (PCDF).

The monitoring of benzo-a-pyrene ($C_{20}H_{12}$), (category 2A, probably carcinogenic for humans according to IARC classification) is carried out in some cases.

2.4 Techniken, die bei der Bestimmung der BVT für die Kalkindustrie zu berücksichtigen sind

Dieses Kapitel beschreibt Techniken, bei denen grundsätzlich ein hohes Umweltschutzpotential für die in diesem Dokument betrachteten Industrien gesehen wird. Diese umfassen Managementsysteme, prozessintegrierte und nachgeschaltete Maßnahmen/Techniken; es gibt auf der Suche nach optimalen Ergebnissen auch Überschneidungen zwischen diesen drei Gruppen. Zusätzlich zu diesen Techniken wird der Verbrauch an Kalkstein und Energie sowie die Wahl der Brennstoffe in diesem Kapitel behandelt.

Sowohl Vorsorge-, Kontroll-, Minderungs- und Recyclingmaßnahmen sind berücksichtigt als auch die Rückgewinnung von Materialien und Energie.

Maßnahmen/Techniken können einzeln oder in Kombination angewendet werden, um die Ziele der IVU-Richtlinie zu erreichen. Anhang 4 der Richtlinie listet eine Reihe allgemeiner Aspekte auf, die bei der Bestimmung von BVT in Betracht zu ziehen sind. Die in diesem Kapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken zielen auf eine oder mehrere dieser Aspekte ab. Soweit möglich, wird eine einheitliche Struktur verwendet, um die einzelnen Maßnahmen/Techniken darzustellen, einen Vergleich der Maßnahmen/Techniken und eine objektive Bewertung entsprechend der Definition von BVT in der Richtlinie zu ermöglichen.

Dieses Kapitel beinhaltet keine abschließende Liste von Maßnahmen/Techniken – es mögen weitere existieren oder entwickelt werden, die nach dem Konzept von IVU-Richtlinie und BVT gleichwertig sein können.

Die Standardstruktur, in der die einzelnen Maßnahmen/Techniken dargestellt werden, zeigt Tabelle 2-33. Da sich die Grenzen der nachfolgend genannten Elemente etwas überschneiden können, wird die Struktur flexibel gehalten und dem Einzelfall entsprechend angepasst.:

Betrachtete Aspekte	Enthaltene Informationen
Beschreibung	Technische Beschreibung der Maßnahme/Technik (einschließlich Abbildungen/Schemata, sofern erforderlich)
Erreichte Umweltentlastungeffekte	Hauptsächliche Umweltvorteile (einschließlich Energie-, Wasser- und Rohmaterialeinsparungen sowie Steigerungen der Produktivität und der Energieeffizienz), die durch die Maßnahme/Technik erreicht werden
Medienübergreifende Effekte	Hauptsächliche Nebeneffekte und Nachteile für andere Umweltmedien, die durch die Anwendung dieser Maßnahme/Technik verursacht werden. Einzelheiten zu den Umweltwirkungen dieser Maßnahme/Technik im Vergleich zu anderen.
Betriebsdaten	Verbrauchs- und Emissionsdaten von in Betrieb befindlichen Anlagen, die diese Maßnahme/Technik anwenden (unter Angabe der Referenzbedingungen und der verwendeten Messmethoden). Andere relevante Informationen, wie diese Maßnahme/Technik zu betreiben, zu warten und zu überwachen ist.
Anwendbarkeit	Beschreibung der Arten von Anlagen, bei denen die Maßnahme/Technik angewendet werden kann, unter Berücksichtigung z. B. des Alters (neue oder bestehende Anlagen), der Anlagenkapazität (groß oder klein), der bereits installierten Maßnahmen/Techniken oder der Art und Qualität der Produkte.
Wirtschaftliche Aspekte	Informationen zu Kosten (Investitions- sowie Betriebskosten) und möglichen Einsparungen (z. B. reduzierter Rohmaterial- oder Energieverbrauch, Entsorgungskosten) oder zusätzlichen Erlösen, einschließlich der Erläuterung wie diese Kosten, Einsparungen und Erlöse berechnet oder geschätzt wurden.
Treibende Kraft für die Umsetzung	Lokale Bedingungen oder Anforderungen, die zur Umsetzung dieser Technik geführt oder diese befördert haben. Informationen über andere, nicht umweltbezogene Gründe für die Umsetzung (z. B. Steigerung der Produktivität oder der Sicherheit).
Referenzanlagen	Verweis auf (eine) Anlage(n), in denen die Maßnahme/Technik angewendet wird und über die Informationen bereitgestellt und beim Schreiben dieses Abschnitts verwendet wurden
Referenzliteratur	Literatur oder anderes Referenzmateial (z. B. Bücher, Berichte, Studien, Internetseiten), die beim Schreiben dieses Abschnitts verwendet wurden und die detailliertere Informationen über diese Maßnahme/Technik enthalten

Tabelle 2-33: Struktur der Informationen zu den in diesem Kapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken

Drei wesentliche Faktoren – der Kalkstein, der Prozess und das Produkt – bilden eine Matrix gegenseitiger Abhängigkeiten bei der Erzeugung eines Produkts, das unterschiedlichen Marktanforderungen entsprechen muss. Hierzu kommen unterschiedliche Maßnahmen/Techniken, spezielle Ofenarten sowie unterschiedliche Brennstoffe zum Einsatz. Die Qualität der verwendeten Rohmaterialien, d. h. Kalkstein $CaCO_3$ bzw. Dolomit $CaMg(CO_3)_2$, spielt eine besondere Rolle im Produktionsprozess und beeinflusst wesentlich die Ofengestaltung (einschließlich der Art der Emissionsminderungsmaßnahmen/-techniken) sowie die endgültige Qualität des Kalks. Der Preis der verfügbaren Brennstoffe und die Ofenkapazität sind weitere wesentliche Faktoren, die die Wahl der Ofenart und -technik beeinflussen. Diese Faktoren beeinflussen wiederum wesentlich die Eigenschaften des erzeugten Kalks. Deshalb wurden in den letzten 30 Jahren weltweit vielfältige Ofenarten mit jeweils optimaler Kombination aus Ofen und Brennstoff für die verschiedenen Kalkqualitäten sowie in Verbindung mit den eingesetzten Emissionsminderungsmaßnahmen/-techniken entwickelt.

Tabelle 2-34 liefert einen Überblick über Maßnahmen/Techniken, die einen positiven, d. h. mindernden, Effekt auf die Emissionen aus der Kalkerzeugung haben. Die genannten Maßnahmen/Techniken werden in den folgenden Abschnitten genauer beschrieben.

Die Kosten für die Minderungsmaßnahmen/-techniken müssen unter Berücksichtigung der Art des verwendeten Kalkofens, der Größe der Anlage, der Wirksamkeit der Maßnahmen/Techniken und den Umständen ihrer Anwendung im Einzelfall bewertet werden.. In diesem Zusammenhang liefert Abschnitt 2.4.5.3.5 Beispiele für Investitions-, Instandhaltungs- und Betriebskosten für die Minderung von Staub durch verschiedene Minderungsmaßnahmen/-techniken.

Ofenarten	**Maßnahmen/Techniken**	**Stoffe**				
		Staub	**NO_x**	**SO_2**	**CO**	**Andere (z. B. PCDD/F, HCl, HF)**
Drehrohröfen: • lange Drehrohröfen (LDO, engl. *LRK*) • Drehrohröfen mit Vorwärmer (VDO, engl. *PRK*)	Prozesssteuerung und -optimierung	x	x	x	x	x
	Brennstoffwahl		x	x		x
	Gestaltung der Ofenbrenner		x			
	Zugabe von Absorbentien (wird derzeit[1)] in der Kalkindustrie nicht angewandt)			x		
	Zentrifugalabscheider/Zyklone	x				
	Elektrofilter	x				
	Gewebefilter	x				
	Nassabscheider	x				
	SNCR (derzeit[1)] nur bei bestimmten Arten von VDO anwendbar)[2)]		x			
	SCR (derzeit[1)] in der Kalkindustrie nicht anwendbar)		x			
	Minderung diffuser Staubemissionen	x				
Schachtöfen: • Gleichstrom-Gegenstrom-Regenerativöfen (GGRO, engl. *PFRK*) • Ringschachtofen (RSO, engl. *ASK*) • Mischgefeuerte Schachtöfen (MSO, engl. *MFSK*) • andere Öfen (engl. *OK*)	Prozesssteuerung und -optimierung				x	x
	Zyklonabscheider	x				
	Elektrofilter	x				
	Gewebefilter	x				
	Nassabscheider (Nasswäscher)	x				
	Minderung diffuser Staubemissionen	x				
	Wassereinspritzung					x[3)]
Mahlanlagen	Elektrofilter	x				
	Gewebefilter	x				
Kalklöschanlagen	Gewebefilter	x				
	Nassabscheider (Nasswäscher)	x				

[1)] in 2008
[2)] in 2008 war nur ein einziger Kalkofen[26] in der EU-27 mit der SNCR-Technik ausgestattet
[3)] HCl

Tabelle 2-34: Überblick über die in der Kalkindustrie anwendbaren Maßnahmen/Techniken

[26] Anm. der Übersetzer: Tatsächlich handelt es sich – wie in den Abschnitten 2.4.6.1.4 und 4.3.5 beschrieben – um ein Werk mit 4 Öfen.

2.4.1 Verbrauch an Kalkstein

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Ein minimaler Verbrauch und eine nachhaltige Kalksteinverwendung ergeben sich aus einer Maximierung der Kalksteinausbeute aus dem Steinbruch – durch Optimierung des Abbaus (Bohren und Sprengen) und der Verarbeitungstechniken – sowie der Maximierung des daraus erzeugten, verkaufsfähigen Branntkalks. Dies kann durch den Einsatz optimierter Ofentechniken erreicht werden, welche ein größeres Kornspektrum des Kalksteins verarbeiten können, z. B. Feinstein-GGR-Öfen und/oder Drehrohröfen.

Medienübergreifende Effekte
Keine medienübergreifende Effekte.

Betriebsdaten
Betriebsparameter für verschiedene Arten von Kalköfen sind Table 2-15 zu entnehmen.

Anwendbarkeit
Generell anwendbar in der Kalkindustrie, jedoch sind die Steinverarbeitungs- und Ofentechniken von der Qualität des Kalksteins abhängig.

Wirtschaftliche Aspekte
Keine Daten verfügbar.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Begrenzte Verfügbarkeit des Kalksteins.
Umweltvorteile durch die Verlängerung der Nutzungsdauer der Steinbrüche (Nachhaltigkeit).
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Kalkwerke in der EU-27.
[54, EuLA, 2006]

2.4.2 Senkung des Energieverbrauchs (Energieeffizienz)

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
In der Kalkindustrie kann ein Energiemanagementsystem zur Überwachung des Energieverbrauchs der Öfen eingesetzt werden.

Wenn nur die Energieeffizienz und die CO_2-Emissionen betrachtet werden, sind die vertikalen Öfen im Allgemeinen und die Gleichstrom-Gegenstrom-Regenerativöfen im Besonderen die effizientesten Öfen. Allerdings, obgleich Energie und CO_2-Emissionen eine fundamentale Bedeutung haben, müssen bei der Entscheidungsfindung für die Wahl des Ofens (siehe Abschnitte 2.2.7 und 2.3.2) oder des Rohmaterials auch andere Vorgaben beachtet werden. In manchen Fällen können diese Vorgaben zu einer technischen Überlegenheit von Drehrohröfen führen, vor allem von nachgerüsteten Drehrohröfen.

In den meisten Fällen werden alte Öfen durch neue ersetzt, aber manche bestehenden Öfen können modifiziert werden, um den Brennstoffverbrauch zu senken. Solche Modifikationen reichen von geringfügigen Umbauten bis zu wesentlichen Änderungen der Ofenkonfiguration, je nach technischer Machbarkeit, Kosten und akutem Anliegen, wie in den folgenden Beispielen:

- Installation von Wärmetauschern an langen Drehrohröfen, um die Abwärme aus den Abgasen zurückzugewinnen oder den Einsatz eines breiteren Spektrums an Brennstoffen zu ermöglichen.
- Verwendung der Abwärme von Drehrohröfen zur Trocknung von Kalkstein für andere Prozesse, z. B. die Mahlung
- In manchen Fällen, wo Schachtöfen ökonomisch nicht mehr lebensfähig waren, war es möglich, diese in moderne Ofentypen umzuwandeln, z. B. durch Verbindung zweier Schachtöfen zu einem GGR-

Ofen. Die Umwandlung verlängert die Lebensdauer teurer Anlagenteile wie der Ofenkonstruktion, des Beschickungssystems oder der Kalkumschlag- und -lagereinrichtung
- In Ausnahmefällen kann es wirtschaftlich sein, lange Drehrohröfen zu verkürzen und Vorwärmer einzufügen, um den Brennstoffeinsatz zu reduzieren.
- Der Stromverbrauch kann durch die Verwendung von energieeffizienten Geräten minimiert werden.

Die hier aufgeführen, energieeffizienten Maßnahmen/Techniken haben eine positive Auswirkung auf den Energieverbrauch:

- Prozesssteuerung, z. B. des Überschusses an Verbrennungsluft und des Brennstoffdurchsatzes
- Wartung der Anlage, z. B. hinsichtlich Luftdichtigkeit, Verschleiß des Feuerfestmaterials
- Optimierte Korngröße des Kalksteins

Tabelle 2-35 nennt weitere Optionen zur Verbesserung der Energieeffizienz von Kalköfen, sortiert nach den Komponenten des Ofensystems.

Komponente des Ofensystems	Beschreibung	LDO	VDO	GGR-Ofen	RSO	MSO und andere
Verbrennungssystem	Hocheffiziente und flexible Brennertechnik zur Anpassung des Temperaturprofils an die Produktanforderungen	X	X	-	-	-
	Online-Verbrennungsüberwachung und Reduzierung des Luftüberschusses	X	X	-	-	-
	Verbrennungssteuerung über Abgasanalysen	-	-	X	X	X
	Hochflexibles Verbrennungssystem, welches die Zumischung von Sekundärbrennstoffen ermöglicht	X	X	X	X	X
Kühler	Effizienter Kühler mit homogener Luftverteilung und homogenem Produktaustrag, um den Bedarf an Kühlungsluft zu minimieren	X	X	X	X	X
	Zuverlässige Messeinrichtung für den Abkühlgrad	X	X	-	-	-
Abgassystem	Abwärmenutzungssystem	X	-	-	-	-
Kontrolle der Einsatzstoffe	Regelmäßige Brennstoff- und Gesteinsprobennahme und -analyse mit entsprechender Anpassung der Prozessführung	X	X	X	X	X
	Erneute Siebung des Gesteins vor der Beschickung des Ofens zwecks Kontrolle des Korngrößenspektrums	X	X	X	X	X
	Zuverlässige Wiege-/Messeinrichtungen zur Steuerung des Brennstoff-, Gesteins- und Luftdurchsatzes	X	X	X	X	X
Ofengestaltung[1)]	Optimiertes Längen-Durchmesser-Verhältnis	X	X	X	X	X
Ofen als solcher	Feuerfeste Einbauten im rotierenden Teil zur Begünstigung des Wärmeaustauschs und zur Minimierung der Entmischung des Produkts	X	X	-	-	-
	Effiziente isolierende Ausmauerung zur Senkung der Wärmeverluste über den Ofenmantel	X	X	X	X	X
	Reduzierung des Falschlufteintrags durch Einbau von Dichtungen am Ofenkopf und an der Beschickungseinrichtung	X	X	-	-	-
	Rgelmäßige Reinigung der Kanäle	-	-	X	X	X
Ofen und Vorwärmer	Reduzierung des Fremdlufteintrags zwecks Kontrolle des Luftüberschusses	-	-	X	X	X
Ofenbetrieb	Automatische Regelkreise für den Druck am Ofenkopf, Luftüberschusss, Brennstoffdurchsatz, Ofendrehzahl, -adjustierung etc.	X	X	-	-	-
	SPS- und Überwachungssystem auf Basis der Trends von Schlüsselparametern	X	X	X	X	X
	Gleichmäßige Betriebsbedingungen	X	X	X	X	X
	Analyse der Ursachen von Stillständen und Reparaturen	X	X	X	X	X
Vorwärmer	Optimierung von Druckverlust versus Wärmeaustausch	-	X	-	-	-
Qualitäts-nachsteuerung	Regelmäßige Probennahme und Analyse des Kalks und Anpassung des Ofens	X	X	X	X	X

[1)] nur anwendbar bei neuen Öfen

Tabelle 2-35: Optionen zur Verbesserung der Energieeffizienz von Kalköfen [168, TWG CLM, 2007], [177, EULA, 2008]

Medienübergreifende Effekte
Da der Zugang zu natürlichen Ressourcen immer schwieriger wird, muss auf lokaler Ebene eine Balance zwischen einer optimalen Energieausnutzung und der besten Nutzung der Lagerstätte gefunden werden.

Betriebsdaten
Generell sind Brennstoffe und Energie die kostenintensivsten Faktoren beim Kalkbrennen, so dass Verbesserungen in der Energieeffizienz der Minimierung der Produktionskosten dienen. In Deutschland wurde in einigen Fällen der Stromverbrauch für die Kalkmahlung minimiert, indem die Branntkalkmühlen durch Mühlen mit Hochdruckmahlung (z. B. Walzenschüsselmühlen) ersetzt wurden. Für die Verwendung von Hochdruckmühlen wurden Stromeinsparungen von 2,5 kWh/$t_{Branntkalk}$ berichtet. Weiterhin wurde in einem speziellen Fall eine Senkung des Stromverbrauchs durch Ersetzen eines Nasswäschers durch Gewebefilter erreicht. Für diesem Fall wurde eine Stromeinsparung von 2,9 kWh/$t_{Branntkalk}$ berichtet [46, Germany, 2006].

Anwendbarkeit
Im Prinzip für alle Arten von Kalköfen anwendbar.
Vertikale Öfen können üblicherweise nur größere Kalksteinkörnungen brennen. Drehrohröfen können auch kleinere Fraktionen verwerten, allerdings bei höherem Energieverbrauch. Neue vertikale Öfen können vermehrt auch kleine Körnungen ab 10 mm brennen. Die größeren Granalien des zu brennenden Gesteins werden aber eher in vertikalen als in Drehrohröfen eingesetzt.

Wirtschaftliche Aspekte
Keine Daten verfügbar.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Natürliche Ressourcen[27].
Kostensenkung.

Referenzanlagen und -literatur
Kalkanlagen in der EU-27.
[46, Germany, 2006], [54, EuLA, 2006], [168, TWG CLM, 2007]
Weitere nützliche Informationen können dem Merkblatt über die besten verfügbaren Techniken zur Energieeffizienz (engl. Abkürzung: *ENE BREF*) entnommen werden [181, European Commission, 2008].

2.4.3 Optimierung der Prozesssteuerung

Beschreibung
Die Optimierung ist durch Prozessautomatisierung der meisten Verfahrensschritte des gesamten Kalkerzeugungsprozesses erreichbar. Die Regelparameter des Ofens in der Nähe ihrer Optimalwerte zu halten, führt dazu, dass alle Verbrauchs- und Emissionswerte des Kalkbrennprozesses sinken. Dies liegt – neben anderen Faktoren – an einer geringeren Anzahl von Stillständen und Betriebsstörungen. Durch ein Managementsystem kann sichergestellt werden, dass geeignete Betriebs- und Wartungsabläufe etabliert und von den Zuständigen befolgt werden und dass deren Befolgung überwacht wird.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Die Maßnahmen/Techniken zur Optimierung der Prozesssteuerung haben eine positive Wirkung auf den Energieverbrauch und die Emissionen.

Medienübergreifende Effekte
Keine.

Betriebsdaten
Abhängig von der Optimierungsaufgabe.

[27] Anm. der Übersetzer: Uns war nicht klar, worauf sich dieses Stichwort bezieht: Wie oben beschrieben, besteht hier ein Zielkonflikt zwischen der Schonung der energetischen Ressourcen und der Ressourcenschonung durch eine möglichst vollständige Ausnutzung der Lagerstätte.

Anwendbarkeit
In unterschiedlichem Grad bei allen Kalkwerken anwendbar.

Eine vollständige Prozessautomatisierung ist wegen unkontrollierbarer Einflussgrößen (der Qualität des Kalksteins) im Allgemeinen nicht möglich.

Wirtschaftliche Aspekte
Abhängig von der Optimierungsaufgabe.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Kalkanlagen in der EU-27.
[54, EuLA, 2006]

2.4.4 Auswahl der Brennstoffe (einschließlich Sekundärbrennstoffen)

Beschreibung
Die Kalkindustrie ist eine energieintensive Industrie (siehe Abschnitt 2.2.4). Abhängig von der chemischen Zusammensetzung der Brennstoffe und der Art des eingesetzten Ofens kann die Auswahl geeigneter Brennstoffe zu einer Minderung der Emissionen und zu einer höheren Effizienz der Feuerung führen, wie folgt:

- Schwefelarme Brennstoffe führen zu einer Minderung der energiebedingten SO_2-Emissionen. Da allerdings der Schwefel aus den Brennstoffen durch den Kalk chemisch adsorbiert wird, können einige schwefelreichere Brennstoffe zur Kalkerzeugung genutzt werden, ohne dass die SO_2-Emissionen ansteigen.
- Biomasse trägt zur Einsparung fossiler Brennstoffe bei.
- Sekundärbrennstoffe reduzieren die Menge der eingesetzten fossilen Brenntoffe und der damit verbundenen CO_2-Emissionen (siehe Abschnitt 2.2.5), da feste fossile Brennstoffe zu höheren CO_2-Emissionen beitragen.

Abgesehen von mischgefeuerten Schachtöfen können alle Ofenarten mit allen Brennstoffen betrieben werden. Einige Öfen werden nur mit einer Brennstoffart betrieben, während die Mehrzahl der Öfen mit einem Brennstoffgemisch betrieben werden. Abhängig von der Ofenart können gasförmige, feste oder flüssige Brennstoffe genutzt werden. Feste Brennstoffe können weiter in pulverförmige und stückige Brennstoffe unterteilt werden, welche je nach Ofenart ebenfalls in Kombination eingesetzte werden können.

Bis 2008 waren die gebräuchlichsten Brennstoffe in der EU Erdgas und feste Brennstoffe wie Braunkohle, Kohle, Petrolkoks und Koks. Allerdings werden flüssige Brennstoffe sowie Sekundärbrennstoffe und/oder Biomasse mit einem hohen Heizwert und hoher Reaktivität ebenso verwendet.

Die Auswahl von für den Prozess und den Brenner geeigneten Sekundärbrennstoffen (z. B. Altöl, gebrauchten Lösemitteln, Tierfett, flüssigen Abfällen) in Verbindung mit bestimmten Eigenschaften, Kriterien und konstanten Qualitäten (z. B. hohem Heizwert, hoher Reaktivität, niedrigen Gehalten an Schwefel, Chlor, Metallen und Asche sowie mengenmäßiger Verfügbarkeit) vermindert die Menge an fossilen Brennstoffen (siehe Abschnitt 2.2.5). Um diese Eigenschaften bei Sekundärbrennstoffen sicherzustellen, ist ein Qualitätssicherungssytem erforderlich. Dies schließt insbesondere Vorschriften für die Probennahme, die Aufbereitung der Proben, ihre Analyse und eine externe Überwachung mit ein. Weitere nützliche Informationen sind den Technischen Spezifikationen des Europäischen Komitees für Standarisierung, z. B. der CEN/TC 343 ‘Solid Recovered Fuels’ zu entnehmen.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Die Auswahl geeigneter Brennstoffe oder Brennstoffgemische kann zu Emissionsminderungen und einem besseren Feuerungswirkungsgrad führen.

Medienübergreifende Effekte
Abhängig von der chemischen Zusammensetzung der Brennstoffe und der Ofenart können höhere Emissionen auftreten.

Es ist anzumerken, dass durch den Einsatz von Abfällen verschiedene Arten von zusätzlichen Emissionen auftreten können.

Zudem bedingt eine Änderung des Brennstoffmixes oft eine Änderung des spezifischen Energieverbrauchs pro Tonne Kalk. Abhängig von der Art der eingesetzten Sekundärbrennstoffe und ihres Heizwerts kann der durchschnittliche spezifische Wärmebedarf ansteigen, wie in der Zementindustrie beobachtet wurde (siehe Abschnitt 1.3.3 zur Zementindustrie). Diese Beobachtung aus der Zementindustrie ist auf den Einsatz von Abfällen in der Kalkindustrie übertragbar.

Betriebsdaten
Bei Änderung des eingesetzten Brennstoffmixes kann sich der spezifische Energieverbrauch pro Tonne Kalk aus verschiedenen Gründen ändern, je nach Art und Heizwert der eingesetzten Brennstoffe. Nach Literaturangaben haben fossile Brennstoffe durchschnittliche Netto-Heizwerte von z. B. 26 – 30 MJ/kg für typische Kohlen und 40 – 42 MJ/kg für typisches Heizöl, während feste Abfälle wie Plastik einen oberen Heizwert zwischen 17 und 40 MJ/kg haben. Es ist anzumerken, dass bei diesen Abfällen die Heizwerte sehr stark schwanken, von 3 bis 40 MJ/kg. Brennstoffe mit einem Heizwert unter 18 MJ/kg sind jedoch wegen des Asche- und Feuchtigkeitsgehalts (siehe auch Beispiele in Tabelle 4-41) nicht für die Kalkindustrie geeignet. Für Tierfett (Tiermehl), das in Kalköfen eingesetzt wurde, wurden Heizwerte in einem Bereich von 14 and 21.5 MJ/kg berichtet.

Anwendbarkeit
Prinzipiell können alle Ofenarten mit verschiedenen Brennstoffen befeuert werden, praktisch benötigen sie dazu jedoch eine entsprechende technische Ausrüstung. Dies kann auch die Aufnahme und Lagerung der Brennstoffe mit einschließen. Die Öfen sollten zudem mit einer brennstoffspezifischen Brennertechnik oder Lanzen ausgestattet sein. Die meisten Anlagen in der EU sind – ja nach Lage und den oben genannten wirtschaftlichen Faktoren – mehr oder weniger flexibel hinsichtlich der Brennstoffe. Allerdings kann ein Wechsel der Brennstoffart erhebliche Investitionen erfordern.

Bei Einsatz flüssiger Abfälle ist zu beachten, dass die Sekundärbrennstoffe eine niedrige Viskosität aufweisen müssen und also oft eine Vorwärmung erforderlich ist (60 bis 70 °C). Zudem kann sich bei Einsatz von Tierfett das Abfallmaterial bei Temperaturen um 40 °C verfestigen und Rohre und Anschlüsse verstopfen. Tierfett muss bei Temperaturen über 40 °C gehandhabt werden, z. B. durch zusätzliche Beheizung.

Feste flockige Sekundärbrennstoffe können nur in Drehrohröfen eingesetzt werden. Desweiteren können fein gemahlene Sekundärbrennstoffe in Drehrohröfen, in Gleichstrom-Gegenstrom-Regenerativöfen und in speziellen Arten von Schachtöfen eingesetzt werden. Allerdings waren in 2008 wegen der hohen Kosten für die Feinzerkleinerung flockiger Abfälle keine fein gemahlenen Sekundärbrennstoffe für den Einsatz in der Kalkindustrie verfügbar.

Die Auswahl der geeigneten Brennstoffe hängt von der Art des verwendeten Ofens, den gewünschten Produktqualitäten, der Verfügbarkeit der Brennstoffe und den technischen Möglichkeiten zur Eindüsung der Brennstoffe in den Ofen ab. Ihr Einsatz wird hauptsächlich beschränkt durch:

- physikalisch-chemische Eigenschaften, die nicht immer den relevanten physikalischen, chemischen oder prozess-spezifischen Anforderungen entsprechen;
- Marktverfügbarkeit und Versorgungssicherheit;
- wirtschaftliche Erwägungen;
- Höhe der Emissionen.

Weitere Information zur Verwendung von Sekundärbrennstoffen sind dem Abschnitt 2.2.5 zu entnehmen.

Wirtschaftliche Aspekte
Die wichtigsten wirtschaftlichen Einflussfaktoren sind:

- die Kosten der Brennstoffe selbst, d. h. die Kosten pro Tonne Kalk, die 30 % bis 60 % der Produktionskosten ausmachen können;
- die Preisdifferenz zwischen Erdgas und festen Brennstoffen, die sich mit der Zeit ändert;
- die Auswirkungen der CO_2-Zertifikatskosten;
- die Investitionskosten für die für den Einsatz eines bestimmten Brennstoffs benötigte Ausrüstung, z. B. für Lagerung, Handhabung, Trocknung, Mahlung, Eindüsung und Sicherheit.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Wirtschaftliche Zwänge.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Kalkwerke in der EU-27.
[54, EuLA, 2006], [143, Williams, 2005], [155, Germany, 2007], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

2.4.5 Staubemissionen

In diesem Abschnitt werden Maßnahmen/Techniken zur Vermeidung und Verminderung[28] gefasster (siehe Abschnitt 2.3.3.1.1) und diffuser Staubemissionen (siehe Abschnitt 2.3.3.1.2) beschrieben.

Nützliche Informationen in diesem Zusammenhang sind zudem den Merkblättern über die „besten verfügbaren Techniken für die Lagerung von gefährlichen Stoffen und Schüttgütern“ (engl. *Reference Document on Best Available Techniques on Emissions from Storage of bulk oder dangerous materials*) sowie für „Abwasser- und Abgasbehandlung/-management in der Chemieindustrie“ (engl. *Best Available Techniques on Common Waste Water und Waste Gas Treatment/Management Systems in the Chemical Sector*) zu entnehmen [58, European Commission, 2003], [96, European Commission, 2006].

2.4.5.1 Maßnahmen/Techniken für staubende Vorgänge

Beschreibung
Hier werden verschiedene Maßnahmen/Techniken präsentiert, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können (siehe Abschnitt 2.3.3.1.2):

- Einhausung/Kapselung von staubenden Vorgängen wie Mahlen, Sieben und Mischen;
- geschlossene Förderbänder und Stetigförderer (Becherwerke), die als geschlossenes System konzipiert werden, falls mit Staubemissionen aus den staubhaltigen Materialien zu rechnen ist;
- Lagersilos mit einer geeigneten Kapazität, mit Füllstandsmeldern (einschließlich automatischer Abschaltung) und mit Filtern für die staubbeladene Verdrängungsluft während der Füllvorgänge
- eine Kreislaufführung, die für pneumatische Fördersysteme bevorzugt wird
- Handhabung des Materials in geschlossenen Systemen, die unter Unterdruck gehalten werden und deren Abluft vor der Abgabe an die Luft durch Gewebefilter entstaubt wird
- Reduzierung der Luftleckagen und Lecks, aus denen Rieselgut austreten kann; Dichtigkeit der Anlage
- ordnungsgemäße und vollständige Wartung der Anlage
- Verwendung von automatischen Apparaturen und Regeleinrichtungen
- Einhaltung eines kontinuierlichen, störungsfreien Betriebs
- Einsatz von flexiblen Rohren zur Verladung des Branntkalks, welche mit einer Staubabsaugung ausgerüstet sind und die nahe an der Ladefläche des Lastkraftwagens positioniert werden können.

[28] Anm. der Übersetzer: In der engl. Fassung steht nur „to prevent“ (vermeiden), es werden aber auch Techniken zur Verminderung beschrieben.

Erreichte Umweltentlastungseffekte
Minderung der primären diffusen Staubemissionen.
Durch Einhausung der Maschinen kann auch eine Lärmminderung erreicht werden.

Medienübergreifende Effekte
Anstieg des Energieverbrauchs durch die Verwendung von Unterdrucksystemen.
Bei der Wartung können zusätzliche Abfälle anfallen.

Betriebsdaten
Abhängig von der im Einzelfall angewendeten speziellen Maßnahme/Technik.

Anwendbarkeit
Diese Maßnahmen/Techniken können grundsätzlich in der Kalkindustrie angewendet werden.
Bei Verfahren zur Aufbereitung der Rohmaterialien wie der Zerkleinerung oder Siebung findet wegen des Feuchtigkeitsgehalts des Rohmaterials normalerweise keine Stauberfassung statt. Um die Staubemissionen zu mindern, können die Rohmaterialien durch zusätzliche Besprühung mit Wasser während der Behandlung befeuchtet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Abhängig von den im Einzelfall angewendeten speziellen Maßnahmen/Techniken.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Gesundheits- und Sicherheitsanforderungen am Arbeitsplatz.

Referenzanlagen und -literatur
Kalkwerke in der EU-27.
[46, Germany, 2006], [54, EuLA, 2006]

2.4.5.2 Maßnahmen/Techniken für Schüttgutlagerplätze und -halden

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungseffekte
Zur primären Minderung von diffusen Staubemissionen in die Umgebungsluft aus der Schüttgutlagerung, von Lagerhalden mit staubhaltigen Rohmaterialien oder von Brennstoffen, können die Lagerplätze durch Abschirmungen, Mauern oder durch vertikale Begrünung eingefasst werden (künstliche oder natürliche Windbarrieren zum Windschutz für offene Halden).

Produktsilos und geschlossene, vollautomatische Rohmateriallager werden als die effizienteste Lösung für das Problem der diffusen Staubemissionen aus großvolumigen Lagern angesehen. Diese Arten der Lagerung sind mit einem oder mehreren Gewebefiltern ausgestattet, um die Entstehung diffuser Staubemissionen bei Be- und Entladevorgängen zu verhindern (z. B. durch geschlossene Lagerung mit einem automatischen Fördersystem). Diffuse Staubemissionen von Lagerhalden können durch eine ausreichende Befeuchtung der Haldenbe- und -entladestellen und die Verwendung von Förderbändern mit verstellbarer Abwurfhöhe gemindert werden. Wenn diffuse Staubemissionen an den Be- und -entladepunkten der Lager nicht verhindert werden können, können sie durch eine – wenn möglich automatische – Anpassung der Abwurfhöhe an die variierende Höhe des Haufwerks oder durch eine Herabsetzung der Entladungsgeschwindigkeit gemindert werden.

Zusätzlich können die Lagerflächen durch Sprühvorrichtungen feucht gehalten werden, insbesondere in trockenen Regionen (wenn die Staubquelle lokal beschränkt ist, kann ein Wassersprühsystem installiert werden), und durch Reinigungsfahrzeuge gereinigt werden. Wenn Befeuchtungs- und Sprühmaßnahmen/-techniken eingesetzt werden, kann der Boden zudem versiegelt und das Überschusswasser gesammelt, wenn nötig behandelt und in geschlossenen Kreisläufen verwendet werden.

Um die Bildung diffuser Staubemissionen bei Entnahmevorgängen zu vermeiden, können Unterdrucksysteme eingesetzt werden. Neue Gebäude können einfach mit stationären Absaugeinrichtungen ausgestattet wer-

den, während für bestehende Gebäude normalerweise mobile Systeme mit flexiblen Leitungen besser geeignet sind.

Um diffuse Staubemissionen, die von mit Lastkraftwagen befahrenen Flächen ausgehen, zu mindern, können diese Flächen – soweit möglich – versiegelt werden; ihre Oberfläche sollte so sauber wie möglich gehalten werden. Eine Befeuchtung der Fahrbahnen kann die diffusen Staubemissionen reduzieren, besonders bei trockenem Wetter. Eine gute Praxis hinsichtlich Ordnung und Sauberkeit kann dazu dienen, die diffusen Staubemissionen auf ein Minimum zu begrenzen.

Medienübergreifende Effekte
Anstieg des Wasserverbrauchs, wenn Plätze feucht gehalten werden.
Anstieg des Energieverbrauchs durch die Verwendung von Unterdrucksystemen.
Bei der Wartung können zusätzliche Abfälle anfallen.

Betriebsdaten
Abhängig von der im Einzelfall angewendeten speziellen Maßnahme/Technik.

Anwendbarkeit
Diese Maßnahmen/Techniken können grundsätzlich in der Kalkindustrie angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Abhängig von den im Einzelfall angewendeten speziellen Maßnahmen/Techniken.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Gesundheits- und Sicherheitsanforderungen am Arbeitsplatz.

Referenzanlagen und -literatur
Kalkwerke in der EU-27.
[46, Germany, 2006], [54, EuLA, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

2.4.5.3 Minderung gefasster Staubemissionen

Dieser Abschnitt beschreibt Techniken, die ausschließlich auf die Staubabscheidung abzielen (siehe Abschnitt 2.3.3.1.1). Es gibt verschiedene Hauptquellen für Staubemissionen in Kalkwerken, z. B. die Aufbereitung der Rohmaterialien, Kalzinierung des Kalksteins, Hydratation des Kalks, Kalkmahlung und damit verbundene Prozesse und Nebenanlagen. Abhängig von der zur Kalkerzeugung verwendeten Ofenart werden verschiedene Entstaubungstechniken eingesetzt. Die Entstaubungstechniken basieren auf der Filterung, der elektrostatischen Abtrennung und der Nasswäsche (Abgasreinigung mit Filter[29]). Diese Techniken sind an folgende Eigenschaften des Abgases gekoppelt:

- Temperatur;
- Volumenstrom;
- Feuchtigkeit;
- Staubkonzentration am Filtereingang.

[29] Anm. der Übersetzer: Der Text in der Klammer passt u.E. nicht zu der vorhergehenden Aufzählung verschiedener Entstaubungstechniken.

Tabelle 2-36 liefert eine Übersicht über die Betriebsdaten, die während dieses Abschnitts erreicht werden. Diese Tabelle gibt eine Übersicht und sollte in Verbindung mit den entsprechenden nachfolgenden Abschnitten und Absätzen gelesen werden.

Maßnahme/Techniken	Anwendbarkeit	Emissionswerte[4)]		Kosten[3)]	
				Investition	Betrieb
		mg/Nm^3 [1)]	kg/Tonne [2)]	Mio. EUR	EUR/t Kalk
Elektrofilter	alle Ofenarten, Mahlanlagen, Nebenanlagen	<10 – <20	0,015 – 0,1	0,6 – 3,9	>1,5
Gewebefilter	alle Ofenarten	<10 – <20	0,015 – 0,15	0,25 – 1,7	>1,5
	Mahlanlagen, Nebenanlagen	<10 – <20	0,015 – 0,05		
Nassabscheider	alle Ofenarten, Hydratationsanlagen	10 – 30	0,06 – 0,25		
Zyklonabscheider	nur geeignet zur Vorabscheidung: alle Ofenarten, Mühlen, Nebenanlagen	-	-		
Minderung diffuser Staubemissionen	alle Anlagen	-	-		

[1)] Angaben für Ofenanlagen sind üblicherweise Tagesmittelwerte, bezogen trockenes Abgas bei 273 K, 101.3 kPa und 11 % O_2
[2)] Angaben in kg/Tonne Kalk basieren auf[30]:
- 3000 Nm^3/t Kalk für Ringschacht und GGR-Öfen
- 3700 Nm^3/t Kalk für Vorwärmer-Drehrohröfen
- 5000 Nm^3/t Kalk für lange Drehrohröfen

[3)] Angaben bezogen auf unterschiedliche Ofenkapazitäten, siehe Abbildung 2.46 und Tabelle 2-37
[4)] Die Emissionswerte sind dem entsprechenden Teil dieses Abschnitt zu entnehmen

Tabelle 2-36: Übersicht über Maßnahmen/Techniken zur Staubminderung bei der Kalkerzeugung

Elektrofilter und Gewebefilter haben beide im Normalbetrieb eine sehr hohe Entstaubungswirkung mit einem Abscheidegrad von mehr als 99 %, der jedoch in beiden Fällen von der Partikelgröße abhängt. Je nach Abgastemperatur müssen verschiedene Filterarten eingesetzt werden. Beide Arten von Filtern müssen ordnungsgemäß (regelmäßig) gewartet werden, um eine angemessenen Wirkungsgrad zu gewährleisten, der höher ist als bei Nassabscheidern. Nassabscheider verbrauchen mehr Energie sowie Wasser und erzeugen ein Abwasser, welches behandelt werden muss. Die Wirksamkeit von Elektrofiltern kann durch CO-Trips beeinträchtigt werden; allerdings kann das Auftreten von CO-Trips wie in Abschnitt **4.2.6** beschrieben minimiert werden. Zentrifugalabscheider werden ebenfalls eingesetzt, sind aber nur zur Vorabscheidung geeignet; bei hohen Staubfrachten sind sie wirksamer. Zur Minderung diffuser Staubemissionen siehe Abschnitte 2.4.5.1 und 2.4.5.2.

2.4.5.3.1 Elektrofilter

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungseffekte
In einem Elektrofilter passieren die Abgase eine Kammer mit zwei Elektroden. Eine hohe Spannung (bis zu 100 kV) wird an die erste Elektrode angelegt, welche das Abgas ionisiert. Die erzeugten Ionen lagern sich an die Staubpartikel im Abgas an, so dass diese Partikel elektrisch geladen werden. Elektrostatische Kräfte stoßen die geladenen Staubpartikel von der ersten Elektrode ab und ziehen sie von der zweiten Elektrode an, auf der sie abgeschieden werden. So werden die Staubpartikel aus dem Abgasstrom entfernt.

Elektrofilter erzeugen ein elektrisches Feld über den Pfad der Staubpartikel im Luftstrom. Die Partikel werden negativ geladen und bewegen sich zu den positiv geladenen Niederschlagselektroden. Die Niederschlagselektroden werden periodisch abgeklopft oder vibrieren, um das Material zu entfernen, so dass es in die darunter befindlichen Sammeltrichter fallen kann. Elektrofilter zeichnen sich durch ihre Fähigkeit aus, unter Bedingungen wie hohen Temperaturen (bis zu etwa 400 °C) und hoher Feuchtigkeit betrieben werden zu können. Faktoren, die die Wirksamkeit bestimmen, sind der Abgasdurchsatz, die Stärke des elektrischen Felds, die Leitfähigkeit des Staubs, die SO_2 Konzentration, der Feuchtigkeitsgehalt, und Form und Fläche der Elektroden. Insbesondere kann das elektrische Feld durch eine Ansammlung von Material, das eine iso-

[30] Anm. der Übersetzer: Nachfolgend werden vermutlich die für einzelne Ofenarten zugrunde gelegten spezifischen Abgasvolumina angegeben.

lierende Schicht auf den Niederschlagselektroden (siehe Abbildung 2.43) bildet, unvorteilhaft geschwächt werden.

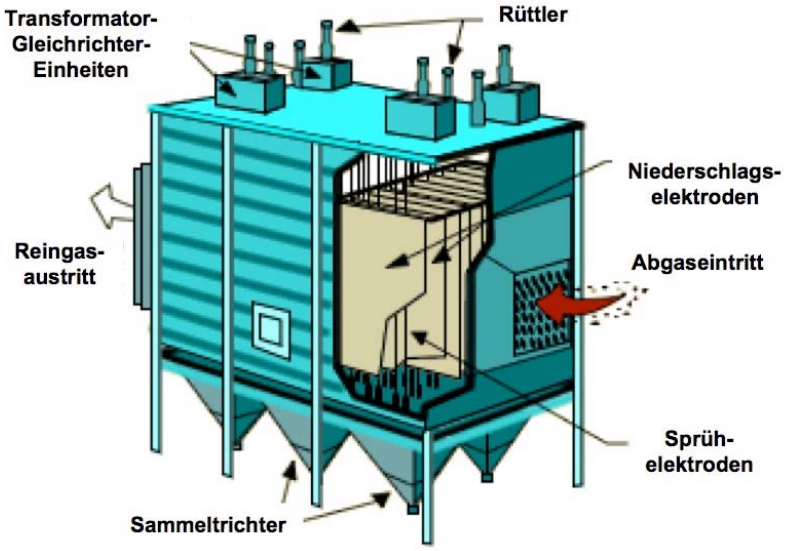

Abbildung 2.43: Schematische Ansicht eines konventionellen Elektrofilters [54, EuLA, 2006].

Wegen des Explosionsrisikos wird die CO-Konzentration am Eingang des Elektrofilters zur Sicherheit üblicherweise auf 1 bis 2 % begrenzt, was deutlich unter der Explosionsgrenze von 10 % liegt. Daher müssen CO-Trips vermieden werden, und folglich der CO-Gehalt vor dem Filter kontinuierlich überwacht werden. Die Häufigkeit von CO-Trips kann durch den Einsatz moderner Steuerungssysteme mit sehr schnell reagierenden Mess- und Regeleinrichtungen gemindert werden, was ein höheres Abschaltkriterium ermöglicht. In diesem Zusammenhang wird auf den Leitfaden zur Begrenzung von CO-Trips in Abschnitt 4.2.6 verwiesen.

Falls angezeigt, kann vor dem Elektrofilter eine Quenche installiert werden, um Emissionen wie PCDD zu mindern.

Medienübergreifende Effekte
Explosionsrisiken entstehen bei hohen CO-Konzentrationen.
Der Energieverbrauch steigt durch den Betrieb von Elektrofiltern (aber ein geringerer Druckverlust im Vergleich zu anderen Filtersystemen führt zu einem geringeren Stromverbrauch für die Abgasgebläse).
Zusätzliche Abfälle fallen an.

Betriebsdaten
Bei stabilen Betriebsbedingungen, können Elektrofilter zuverlässig Staubemissionen zwischen 5 und 20 mg/Nm^3 (siehe Abschnitt 2.3.3.1.1) erreichen. Beispiele von finnischen Kalkwerken in 2005 zeigten, dass bei Verwendung von Koks und Kohle als Brennstoff in Drehrohröfen bei Einzelmessungen Staubemissionen von weniger als 5 mg/Nm^3 erreichbar waren.

Die Wirksamkeit eines bestehenden Elektrofilters kann durch die Hinzufügung weiterer Kammern (elektrischer Felder) verbessert werden. Allerdings ist eine solche Verbesserung nur realistisch, wenn das aktuelle Niveau der Staubemissionen hoch und ausreichend Platz vorhanden ist.

Anwendbarkeit
Elektrofilter sind für den Einsatz bei Temperaturen oberhalb des Taupunkts und bis zu 400 °C geeignet (bei gewöhnlicher Stahlbaukonstruktion). Es ist sogar möglich, Elektrofilter nahe bei oder unterhalb des Taupunkts einzusetzen.

Wegen der hohen Volumenströme und relativ hohen Staubbelastungen werden hauptsächlich Drehrohröfen ohne Vorwärmer, aber auch Drehrohröfen mit Vorwärmer mit Elektrofiltern ausgestattet. In einigen Fällen erfolgt dies wegen der hohen Abgastemperatur, in anderen wegen der großen Produktionskapazität der Öfen, die folglich große Abgasvolumina erzeugen. Bei Kombination mit einer Quenche kann eine hervorragende Minderungsleistung erreicht werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitionskosten für Elektrofilter steigen – im Verhältnis zu Gewebefiltern – mit der Ofengröße und der täglichen Produktionsleistung wie in Abbildung 2.46 gezeigt.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Abgastemperatur und -volumenstrom.
Investitionen (lokale Bedingungen).
Laufende Betriebskosten.
Energieverbrauch.
Bewährte Technik.

Referenzanlagen und -literatur
Lappeenranta, Nordkalk Oy (Finnland), Rheinkalk GmbH Flandersbach (Deutschland), Hönnetal (Deutschland), weitere Kalkwerke in der EU-27.
[54, EuLA, 2006], [63, Finland, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

2.4.5.3.2 Gewebefilter

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungseffekte
Das Grundprinzip der Filtration mit einem Gewebefilter ist die Verwendung einer Gewebemembran, die gasdurchlässig ist, aber Staubpartikel zurückhält. Anfangs scheidet sich der Staub sowohl auf der Oberfläche als auch in der Tiefe des Gewebes ab. Sobald sich auf der Oberfläche eine Schicht gebildet hat, werden die Staubpartikel selbst zum dominierenden Filtermedium. Je dicker dieser Filterkuchen wird, nimmt der Strömungswiderstand für den Gasstrom (Druckverlust) zu.

Daher ist eine periodische Abreinigung des Mediums erforderlich, um den Druckverlust über den Filter zu begrenzen. Die üblichen Abreinigungstechniken beinhalten eine Umkehrung des Luftstroms, mechanisches Rütteln, Vibrieren oder Druckluftstöße (Druckstoßreinigung).

Das Abreinigungssystem, die Strömungsverhältnisse und die Filterflächenbelastung sind die Schlüsselfaktoren für eine wirksame Filterung. Der Filter sollte mehrere Kammern haben, die im Falle eines Filterdurchbruchs isoliert werden können; das wirkt sich jedoch auf die Investitionskosten und die Größe – Platzbedarf und Volumen – des Filters aus. Der Filter sollte genügend Kammern haben, damit eine ausreichende Reinigungsleistung gewährleistet ist, wenn eine Kammer, z. B. zwecks Wartung, außer Betrieb genommen wird. Zudem sollte es „Filterdurchbruchdetektoren“ an jeder Kammer geben, die gegebenenfalls den Wartungsbedarf anzeigen.

Der Staub wird in einem Bunker, dem sogenannten Auffangtrichter (Teil der Filterkammer; siehe Abbildung 2.44) gesammelt und über Schneckenförderer, Klappen oder Zellenradschleuse ausgetragen.

Gewebefilter können mit Überdruck wie auch mit Unterdruck betrieben werden.

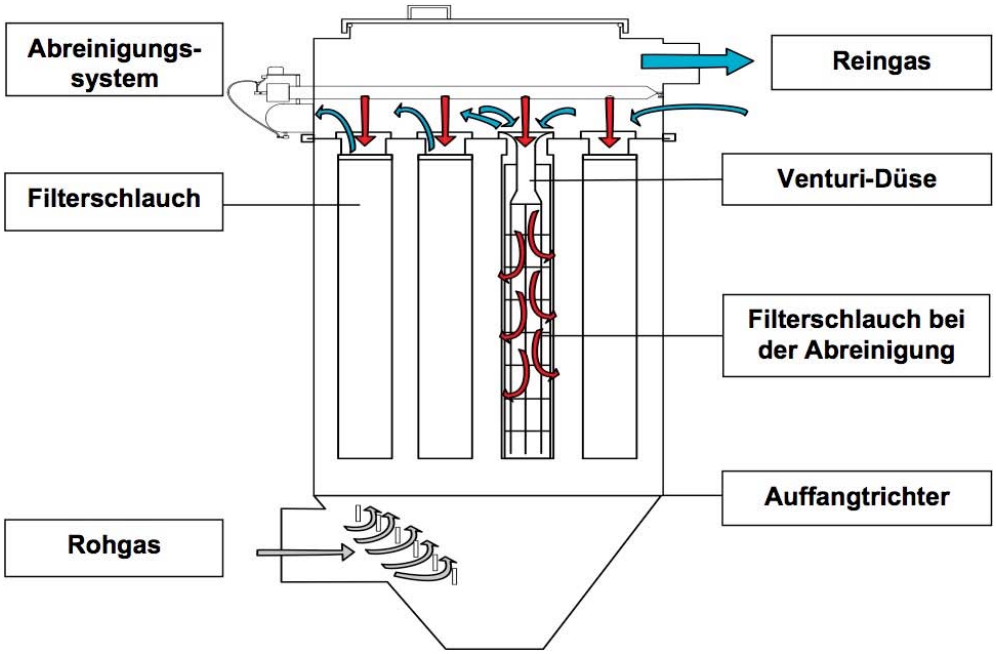

Abbildung 2.44: Schema eines Gewebefilters mit Druckstoßreinigung
[54, EuLA, 2006]

Je nach Abgastemperatur können unterschiedliche Filtermedien eingesetzt werden. Eine kurze Standzeit der Filterschläche kann folgende Ursachen haben:

- Temperaturbedingungen beim Anfahren
- Temperaturbedingungen bei der Außerbetriebnahme
- Temperaturüberschreitungen
- Abgaszusammensetzung
- Verhalten des Kalkstaubs (Zusetzen des Filters).

In einem Fall wurde als Ursache für die kurze Standzeit der Filterschläuche die unzureichende Größe des Filters angesehen. Das Problem wurde durch eine Vergrößerung des Filters gelöst; danach erreichte er Werte unter 5 mg/Nm^3 bei einer garantierten Standzeit der Filterschläuche von 2 Jahren. Schläuche aus speziellen Materialien und -qualitäten wurden ebenfalls eingesetzt; auch diese hatte in einigen Fällen Probleme mit kurzen Standzeiten. Bei einer Anlage wurden die zeitweise überhöhten Betriebstemperaturen als Ursache der Probleme erachtet [24, Junker, 2001].

Medienübergreifende Effekte
Ansteigen des spezifischen Energieverbrauchs wegen des hohen Druckverlusts (durch das Filtermedium selbst und den Filterkuchen auf dessen Oberfläche).

Ansteigen des Energieverbrauchs und der CO_2-Emissionen, wenn Abgase mit einem hohen Feuchtigkeitsgehalt und niedriger Temperatur (<120 °C) zusätzlich aufgeheizt werden, um eine Korrosion des Filters und ein Zusetzen der Schläuche zu verhindern.

Der Betrieb von Gewebefiltern, insbesondere solchen mit Druckstoßregenerierung, kann Lärmemissionen verursachen.

In einigen Fällen können kleine Defekte an den Schweißnähten und eine beginnende Korrosion (die schwierig festzustellen ist) einen Bypass erzeugen und zu höheren Staubemissionen führen, als bei regulären Betriebsbedingungen beobachtet werden.

Bei unzureichender Filterfläche kann die Filterflächenbelastung zu sehr ansteigen, falls Falschluft in den Filter einströmt.

Es fällt zusätzlicher Abfall an.

Betriebsdaten
Gewebefilter werden generell bei Temperaturen über dem Taupunkt bis zu 180 – 200 ºC für spezielle Gewebe und bis zu 250 ºC für Filtermedien wie Glasfaser und „Teflon“ betrieben. Allerdings können sie zur Behandlung der Emissionen von Hydratationsanlagen auch am Taupunkt betrieben werden.

Mit gut ausgelegten, betriebenen und gewarteten Gewebefiltern – mit kontinuierlicher Abreinigung der Filterschläuche – werden Staubemissionen unter 10 mg/Nm^3 erreicht (60 % der Anlagen in der EU-27) und Staubemissionen unter 20 mg/Nm^3 aufgezeichnet. In einem finnischen Kalkwerk lagen die bei jährlichen Messkampagnen gemessenen Staubemissionen in 2004 in einem Bereich von 0,7 – 1,1 mg/Nm^3 (4,3 % O_2) und in 2005 in einem Bereich von 1,7 – 2,2 mg/Nm^3 (4,3 % O_2). Diese Werte wurden bei einem Ringschachtöfen mit Gewebefilter bei Einsatz von schwerem und leichtem Heizöl als Brennstoff erreicht. Weiterhin erreichte ein Ringschachtofen in Finnland in 2004 bei Einsatz eines Gewebefilters Staubemissionen von 6 mg/Nm^3 (kurzfristig, 9,6 % O_2) mit Koksofengas als Brennstoff (siehe auch **Table 4-37**). In 2005 wurden bei einem Ringschachtofen durch Einsatz eines Gewebefilters Staubemissionen in einem Bereich von 1,7 bis 2,2 mg/Nm^3 erreicht (Einzelmessungen).

Die Wirksamkeit und die Filterbeladung der Gewebefilter wird im Allgemeinen durch Messung des Druckdifferenz zwischen Roh- und Reingasseite überwacht. Gewebefilteranlagen erreichen eine hohe Staubminderung – üblicherweise je nach Partikelgröße über 98 % und bis zu 99.9 % – und können bei allen Ofentypen eingesetzt werden (siehe Abschnitt 4.3.2.3).

Anwendbarkeit
Gewebefilter können grundsätzlich in der Kalkindustrie bei allen Kalkofenarten zur Entstaubung des Abgases angewendet werden und werden häufig zur Entstaubung eingesetzt. Sie sind für Öfen, Mahl- und Zerkleinerungsanlagen für Branntkalk sowie für Kalkstein, für Hydratationsanlagen, Materialtransport sowie Lagerungs- und Verladeeinrichtungen gut geeignet. Oft ist eine Kombination mit Zyklonvorabscheidern sinnvoll.

Die Verwendung von Gewebefiltern wird durch Abgasbedingungen wie Temperatur, Feuchtigkeit und chemische Zusammensetzung eingeschränkt. Es sind vielfältige Gewebematerialien verfügbar, die dem mechanischen, thermischen und chemischen Verschleiß widerstehen, um diesen Bedingungen gerecht zu werden.

Die Betriebstemperaturen können bei Verwendung von hitzebeständigem Material für Ofenabgase bis zu 250 °C betragen. Bei noch höheren Temperaturen ist eine Abkühlung des Gases durch Quenchen mit Wasser oder Kaltluft erforderlich.

Abgase mit einem hohen Feuchtigkeitsgehalt und niedriger Temperatur (<120 °C) müssen aufgeheizt werden, um eine Korrosion des Filters und ein Zusetzen der Schläuche zu verhindern. In diesem Fall ist die Installation eines zusätzlichen Heizungssystems vor dem Filter erforderlich. Oft wird das Filterhaus isoliert, kritische Teile werden beheizt und/oder bestehen aus rostfreiem Stahl.

Eine hohe Strömungsgeschwindigkeit der Abgase reduziert die Wirksamkeit der Abreinigung der Filterschläuche. Folglich muss der Druck der Reinigungsluft erhöht werden, um die Schläche abreinigen zu können, was die Standzeit der Schläuche verkürzt. Eine Filterflächenbelastung von 0,9 – 1,2 m/min wird empfohlen.

Es ist notwendig, die laminare Einströmung in den Filter vollständig unter Kontrolle zu haben, um Schäden an den Filterschläuchen und der Stahlkonstruktion zu vermeiden. Dies wird nicht durch Modelle simuliert, sondern muss durch Betriebserfahrungen herausgefunden werden, z. B. wie die Muffen zu positionieren sind. Dies ist eine Frage der Art der eingesetzten Filtermaterialien sowie der Verteilung der Gasströme innerhalb des Filters. Es ist auch wichtig, den Filter oberhalb des Taupunkts zu betrieben, weil sonst die Stahlkonstruktion korrodiert. In einigen Fällen, bei denen (große) Korrosionsprobleme auftreten, müssen einige Teile der Filter aus rostfreiem Stahl hergestellt werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitionskosten für Gewebefilter steigen mit der Ofengröße und der täglichen Kapazität, wie in Abbildung 2.46 (siehe Abschnitt 2.4.5.3.5) gezeigt. Die Wartungs- und Energiekosten werden in Abbildung 2.47 und Abbildung 2.48 (siehe Abschnitt 2.4.5.3.5) gezeigt.

Bei österreichischen Kalkwerken betrugen die Investitionskosten zur Installation eines Gewebefilters zwischen EUR 350.000 und 500.000, ohne den Filter selbst und ohne Nebenanlagen. Die Betriebskosten betragen ungefähr EUR 0,5 – 1,0 pro Tonne [66, Austria, 2006].

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Abgastemperatur und -durchsatz.
Investitionskosten (lokale Bedingungen).
Laufende Betriebskosten.
Energieverbrauch.
Bewährte Technik.

Referenzanlagen und -literatur
Kalkwerke in der EU-27, Anlage Tytyri in Finnland.
[24, Junker, 2001] [45, Schorcht, 2006], [54, EuLA, 2006], [63, Finland, 2006], [66, Austria, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

2.4.5.3.3 Nassabscheider

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungseffekte
Bei Nassabscheidern wird der Staub dadurch aus dem Abgasstrom entfernt, dass der Gasstrom in engen Kontakt mit einer Waschflüssigkeit (üblicherweise Wasser) gebracht wird, so dass die Staubpartikel in der Flüssigkeit zurückgehalten und weggespült werden können. Nassabscheider können je nach Design und Funktionsprinzip in vielfältige Typen (z. B. Venturi-Wäscher) unterschieden werden, aber die bei Kalköfen am häufigsten verwendete Art sind mehrstufige / Mehrfachkaskadenwäscher, wie in Abbildung 2.45 gezeigt.

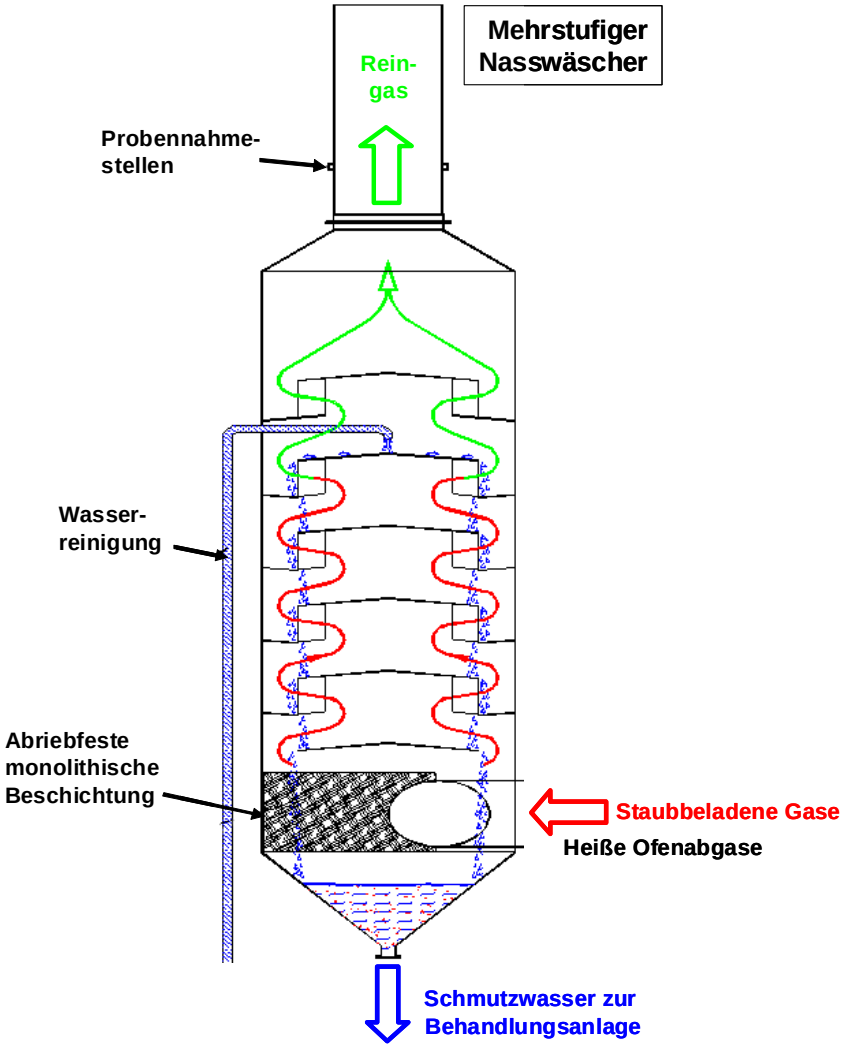

Abbildung 2.45: Schematische Ansicht eines mehrstufigen Abgaswäschers (Beispiel) [54, EuLA, 2006]

Das vom Ofen kommende Rohgas passiert den mehrstufigen/Mehrfachkaskaden-Wäscher bevor es an die Außenluft abgegeben wird. Wasser wird in die Einheit gepumpt und rieselt dann von Stufe zu Stufe, wobei es den Staub aufnimmt, bevor es zur Abwasserbehandlungsanlage abgeführt wird. Der im Nasswäscher erzeugte Schlamm kann als Neutralisierungsmittel verkauft werden oder nach Entwässerung entsorgt werden. Das Wasser wird in der Regel rezykliert.

Es gibt eine Menge verschiedener Arten von Nasswäschern, die zur Entstaubung nutzbar sind. Die wichtigsten Typen, die bei Kalköfen eingesetzt wurden, sind mehrstufige/Mehrfachkaskaden-Wäscher, dynamische Wäscher und Venturiwäscher. Die Mehrzahl der bei Kalköfen eingesetzten Nasswäscher sind mehrstufige/Mehrfachkaskaden-Wäscher, wie in Abbildung 2.45 dargestellt. Um niedrigere Staubfrachten zu erreichen, kann es nötig sein, die Wäscher großzügig auszulegen, zusätzliche Kaskadenstufen vorzusehen oder die Rohgasstaubfracht durch Waschen des eingesetzten Gesteins zu senken.

Bei einem Venturiwäscher strömt das Gas durch ein Rohr, in dem sich die Strömungsgeschwindigkeit auf 60 bis 120 m/s erhöht. Das Wasser, welches am Ende des Rohres zugegeben wird, wird durch pneumatische Kräfte in feine Tröpfchen zerstäubt und auf diese Weise intensiv mit dem Gas durchmischt. Die an die Wassertröpfchen angelagerten Partikel werden schwerer und können in einem an den Venturiwäscher angeschlossenen Tropfenabscheider (üblicherweise ein Zyklonabscheider) leicht abgefangen werden.

Das abgeschiedene Material liegt in Form eines Schlammes vor, so dass beim Umgang mit diesem Material keine diffusen Staubemissionen auftreten. Abgesehen von der beständigen Wasserzufuhr, müssen bei einem Nasswäscher keine verbrauchten Teile ausgetauscht werden; er hat eine konstante Wirksamkeit.

Medienübergreifende Effekte
Der Wasserverbrauch steigt.
Hoher Feuchtigkeitsgehalt der Reingase.
Die Abluftfahne des Ofenkamins kann infolge des hohen Feuchtigkeitsgehalts – je nach atmosphärischen Bedingungen und der relativen Feuchtigkeit – sichtbar sein.
Zusätzliches Abwasser kann anfallen.
Die Reinigung der Waschflüssigkeit und des Prozessabwassers sowie die Behandlung, Verwertung und Entsorgung des Schlamms sind ebenfalls zu betrachten.
Zusätzliche Energie kann für die Abwasserbehandlung benötigt werden.
Es kann zu Lärmemissionen kommen.
Um niedrigere Staubfrachten zu erreichen, kann es nötig sein, die Wäscher großzügig auszulegen, zusätzliche Kaskadenstufen vorzusehen oder die Rohgasstaubfracht durch Waschen des eingesetzten Gesteins zu senken.
Zusätzliche Investitions- und Wartungskosten können anfallen.

Betriebsdaten
Bei Einsatz von Nasswäschern neuerer Generation liegen die Emissionswerte nach Entstaubung im Bereich von 10 bis 30 mg/Nm^3, das entspricht etwa 0,008 bis 0,024 kg/tonne Kalkhydrat. Im Vereinigten Königreich erreichten die modernsten Nasswäscher in 2007 Werte von 11 mg/Nm^3, 17 mg/Nm^3 und 18 mg/Nm^3. Allerdings wurden auch Staubemissionen von bis zu 60 mg/Nm^3 berichtet (angegeben unter feuchten Bedingungen) [168, TWG CLM, 2007], [177, EULA, 2008].

Bei effizientem Betrieb können mehrstufige/Mehrfachkaskadenwäscher Reingaskonzentrationen von weniger als 30 mg/Nm^3 erreichen; in den meisten Fällen sind die Staubemissionen allerdings höher als 30 mg/Nm^3. Figure 2.35 (siehe Abschnitt **2.3.3.1.1**) zeigt, dass nur etwa 30 % der Nasswäscher Werte unter 30 mg/Nm^3, etwa 12 % Werte unter 20 mg/Nm^3 und keine Nasswäscher Werte unter 10 mg/Nm^3 erreichen. Werte im niedrigeren Bereich werden bei effizientem Betrieb von mehrstufigen/Mehrfachkaskadenwäschern und/oder Nasswäschern neuerer Generation erreicht.

Im Vergleich zu Elektro- und Gewebefiltern kann das mit Nasswäschern erreichbare Emissionsniveau deutlich höher sein.

Der typische Wasserverbrauch eines mehrstufigen/Mehrfachkaskadenwäschers beträgt etwa 100 l/t Kalk.

Anwendbarkeit
Nasswäscher werden gewählt, wenn die Abgastemperatur nahe bei oder unterhalb des Taupunkts liegt. Sie stehen auch zur Wahl, wenn der verfügbare Platz begrenzt ist.

Nasswäscher werden gelegentlich bei Gasen mit höherer Temperatur betrieben; in diesem Fall kühlt das Wasser die Gase ab und vermindert so dessen Volumen.

Wirtschaftliche Aspekte
Hinsichtlich der Betriebskosten sind die Reinigung der Waschflüssigkeit sowie des Prozessabwassers zu berücksichtigen.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Shapfell Limeworks, Vereinigtes Königreich.
[54, EuLA, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [177, EULA, 2008], [182, TWG CLM, 2008]

2.4.5.3.4 Zentrifugal-/Zyklonabscheider

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungseffekte
Bei einem Zentrifugal-/Zyklonabscheider, werden die aus dem Abgasstrom abzuscheidenden Staubpartikel durch einen Zentrifugalvorgang zur Außenwand des Abscheiders befördert und dann durch eine Öffnung am Boden abgeführt. Die Zentrifugalkräfte können durch die Ausrichtung des Gasstroms als eine Spiralbewegung zum Boden des zylindrischen Behältnis (Zyklonabscheider) oder durch einen in die Einheit eingebauten Propeller (mechanischer Zentrifugalabscheider) erzeugt werden. Allerdings sind diese Abscheider wegen der begrenzten Entstaubungsleistung nur als Vorabscheider geeignet. Sie entlasten Elektrofilter und Gewebefilter von hohen Staubfrachten und vermindern so deren Verschleiß.

Medienübergreifende Effekte
Der Betrieb von Zentrifugalabscheidern ist eine bedeutende Lärmquelle.

Betriebsdaten
Üblicherweise entfernen Zykone etwa 90 % des Staubs aus Kalköfen. Als Vorabscheider / Produktabscheider können sie normalerweise nur Staub-Emissionswerte von weniger als 150 mg/Nm^3 erreichen.

Zyklonabscheider arbeiten effektiver bei höheren Schadstoffbelastungen, vorausgesetzt der Abscheider wird dadurch nicht blockiert.

Anwendbarkeit
Zyklone sind relativ billig und leicht zu betreiben, aber Partikel mit kleinen Durchmessern werden nicht wirksam erfasst. Wegen ihrer naturgemäß beschränkten Wirksamkeit bei der Partikelabscheidung sind Zyklone nur als Vorabscheider geeignet und werden hauptsächlich zur Vorreinigung der Abgase von Mühlen, Öfen und anderen Prozessen verwendet.

Wirtschaftliche Aspekte
Zyklone sind im Vergleich zu Elektrofiltern und Gewebefiltern relativ preisgünstig. Die Investitionskosten für Gewebefilter und Elektrofilter – in Abhängigkeit von der Ofengröße und der täglichen Produktionskapazität – zeigt Abbildung 2.46, die Kosten für Wartung und Energie zeigen Abbildung 2.47 und Abbildung 2.48 (siehe Abschnitt 2.4.5.3.5).

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Einsparung von Rohmaterialien.

Referenzanlagen und -literatur
Kalkanlagen in der EU-27.
[16, EuLA, 2001], [54, EuLA, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

2.4.5.3.5 Beispielhafte Kostenangaben für verschiedene Abgasreinigungstechniken

Einige beispielhafte Kostenangaben für die Minderung der Staubemissionen durch verschiedene Minderungstechniken sind Tabelle 2-37 zu entnehmen.

Bei Kalköfen werden hauptsächlich folgende drei Entstaubungstechniken eingesetzt:

- Gewebefilter
- Elektrofilter
- Nasswäscher.

Die Investitionskosten werden durch die Größe des Filters und die Betriebsbedingungen beeinflusst. Die Temperaturen und einzelne Gaskomponenten können zusätzliche Einrichtungen erforderlich machen, z. B.:

- Isolation
- Aufheizung/Abkühlung
- Schutz gegen Korrosion und Abnutzung.

Daher gibt es eine weite Streuung der Investitionskosten. Die hauptsächlichen Kostenfaktoren sind Wartung und Energie.

Die Investitionskosten für Elektrofilter steigen – im Vergleich zu Gewebefiltern – mit der Ofengröße und der täglichen Produktionskapazität, wie in Abbildung 2.46 gezeigt.

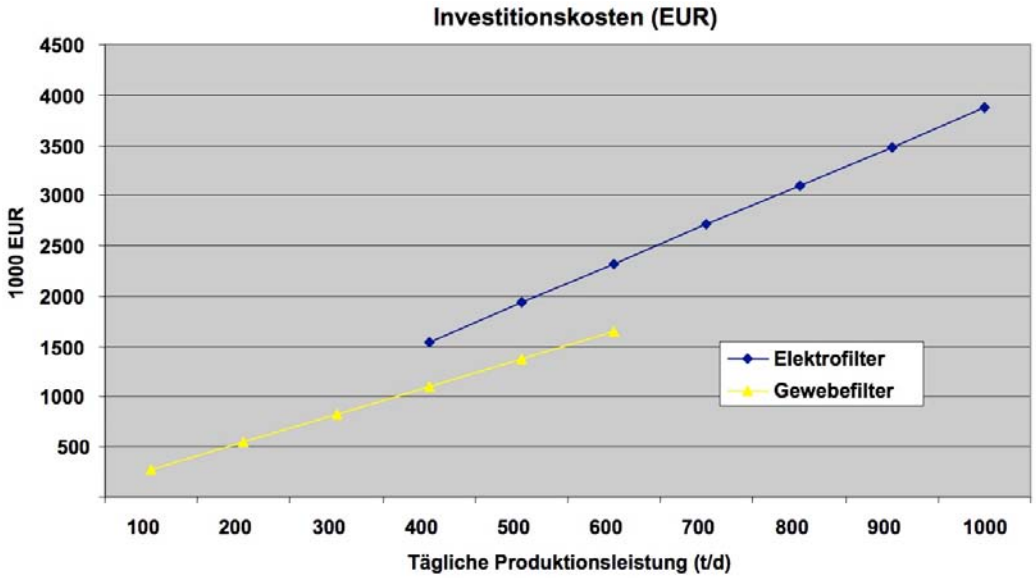

Abbildung 2.46: Investitionskosten für Elektro- und Gewebefilter in der EU-27 als Funktion der Ofenkapazität [54, EuLA, 2006]

Die Investitionskosten für die Ausrüstung liegen zwischen 300.000 und 4.000.000 Euro, je nach Ofenkapazität und standortspezifischen Einflussfaktoren. Je niedriger das Emissionsniveau ist, steigen die Wartungs- und Energiekosten steigen, wie in Abbildung 2.47 und Abbildung 2.48 zu sehen ist.

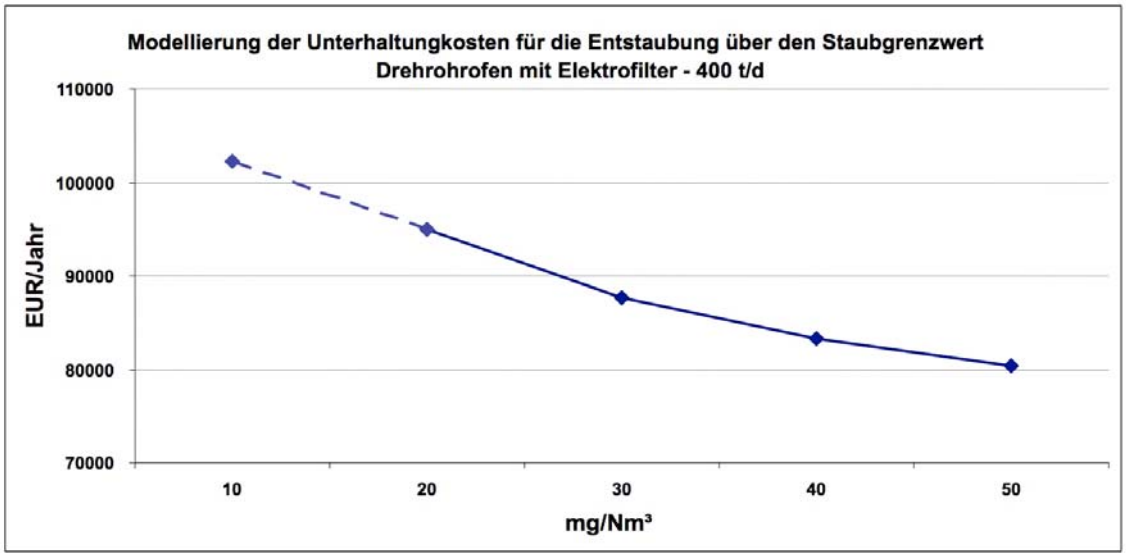

Abbildung 2.47: Modellierung der Entstaubungskosten für einen Drehrohrofen mit Elektrofilter in der EU-27 in Abhängigkeit vom Emissionsgrenzwert
[54, EuLA, 2006]

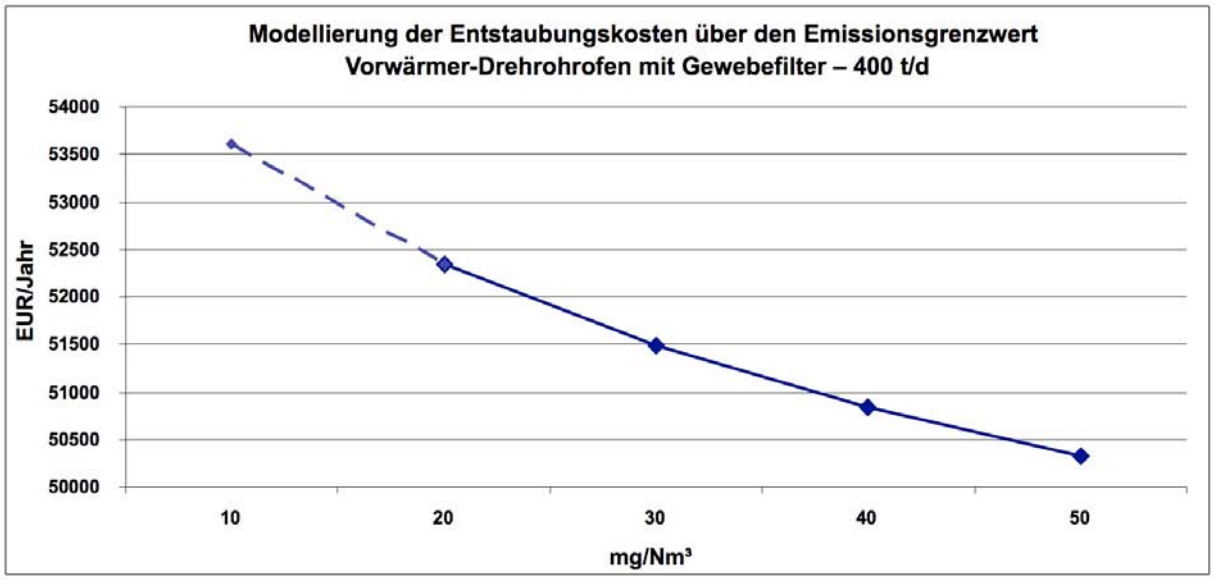

Abbildung 2.48: Modellierung der Instandhaltungskosten für die Entstaubung eines Vorwärmer-Drehrohrofens mit Gewebefilter in der EU-27 in Abhängigkeit vom Emissionsgrenzwert
[54, EuLA, 2006]

In Italien wurde in 2007 eine Umfrage bei 33 Vorwärmer-Drehrohröfen durchgeführt und die Entstaubungskosten erhoben, die von der Höhe der Staubemissionen der Öfen abhängen. Diese Untersuchung ergab eine parabolische Korrelation zwischen den Entstaubungskosten und der Konzentration der Staubemissionen. Der Kostenfaktor beträgt etwa 2. Für Staubemissionen zwischen 20 und 50 mg/Nm^3 unterscheiden sich die Kosten etwa um den Faktor 2; das gleiche gilt für Staubemissionen im Bereich von 10 bis 20 mg/Nm^3, wie Abbildung 2.49 zu entnehmen ist.

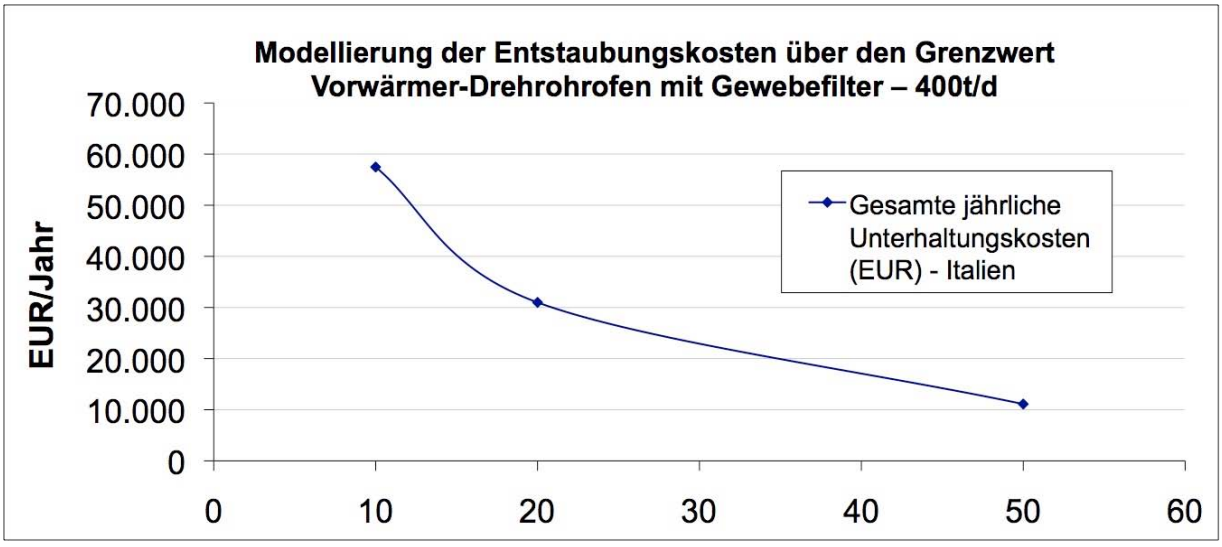

Abbildung 2.49: Modellierung der Instandhaltungskosten für die Entstaubung eines Vorwärmer-Drehrohrofens mit Gewebefilter in Italien in 2007 in Abhängigkeit von der Höhe der Staubemissionen
[168, TWG CLM, 2007], [169, Italy, 2007], [177, EULA, 2008]

Die untenstehende Tabelle 2-37 zeigt beispielhaft Kostenrechnungen für Entstaubungstechniken in einem französischen Referenz-Kalkwerk. Als zu prüfende Staubminderungstechniken wurden Elektrofilter und Gewebefilter betrachtet. Die in der Tabelle angegebenen variablen Betriebskosten beinhalten die Stromkosten, Lohnkosten und die Kosten für die Entsorgung des Staubs. Zudem enthält die Tabelle Angaben für Nasswäscher.

Investitionen und Kosten für Entstaubungstechniken				
Parameter	**Einheit**	**Minderungstechnik**		
		Elektrofilter[0)]	**Gewebefilter[0)]**	**Nasswäscher**
Beschreibung der Referenzanlage				
Kapazität	t Kalk/Tag	140	140	
Kapazität	t/Jahr			50000
Anlagenfaktor (Betriebsstunden)	h/Jahr	7680	7680	
Abgasvolumenstrom	Nm^3/h[1)]	23333	23333	
Investitionskosten	kEUR	600	700	6 – 18
Auf das Jahr bezogene Kapitalkosten				
Zinsfuß	%/Jahr	4	4	
Nutzungsdauer der Minderungstechnik	Jahr	10	10	
Gesamt	kEUR	73.97	86.30	
Gesamt	kEUR/t Kalk	1.65E-03	1.93E-03	
Fixe Betriebskosten	%/Jahr [2)]	4	4	
Gesamt	kEUR	24	28	
Gesamt	kEUR/t Kalk	5.36E-04	6.25E-04	1.0 – 5.0E-04 (0.1 – 0.5 EUR/t Kalk)
Variable Betriebskosten	kEUR/t Kalk	8.06E-04	9.03E-04	
Kosten pro t Kalk	kEUR/t Kalk	2.99E-03	3.45E-03	
Kosten pro t gemindertem Staub[3)]				
Emissionsfaktor ohne Minderung	t Staub/t Kalk	0.015	0.015	
Emissionsfaktor nach Minderung	t Staub/t Kalk	0.0002	0.0002	
Gesamt	kEUR/t geminderter Staub	0.202	0.233	
Bestimmung der variablen Betriebskosten				
Stromkosten[4)]				
Zusätzlicher Strombedarf (λ^e) [5)]	kWh/t Kalk	6.86 40 kW	8.57 50 kW	
Strompreis (c^e)	EUR/kWh	0.0569	0.0569	
Gesamt	kEUR/t Kalk	3.90E-04	4.88E-04	
Lohnkosten[6)]				
Arbeitsaufwand (λ^1)	Personenjahre/t Kalk	1.12E-05	1.12E-05	
Arbeitslohn (c^1)	kEUR/Personenjahr	37.234	37.234	
Gesamt	kEUR/t Kalk	4.16E-04	4.16E-04	
Kosten für Staubentsorgung[7)]				
Gesamt	kEUR/t Kalk	0	0	
Gesamte variable Betriebskosten	kEUR/t Kalk	8.06E-04	9.03E-04	

kEUR = 1000 Euro
[0)] Angaben aus 2000
[1)] 10 % O_2 und trockenes Abgas
[2)] der Investitionskosten
[3)] Es wird ein Mittelwert für Elektrofilter und Gewebefilter verwendet (Anteil jeweils 50 %)
[4)] Stromkosten = $\lambda^e \cdot c^e/10^3$ (kEUR/t)
[5)] Zusätzlicher Strombedarf = neuer Gesamtverbrauch – alter Gesamtverbrauch
[6)] Lohnkosten = $\lambda^1 \cdot c^1$ (kEUR/t)
[7)] Kosten für Staubentsorgung = $\lambda^d \cdot c^d \cdot ef_{ungemindert} \cdot \eta/10^3$ (kEUR/t)
$ef_{ungemindert}$: Emissionsfaktor ohne Staubminderung (t Staub/t)
λ^d: Bedarf für Staubentsorgung (t/t abgeschiedener Staub)
c^d: spezifische Kosten für die Staubentsorgung (EUR/t)
η: Wirksamkeit der Staubabscheidung (= 1- $ef_{gemindert}$ / $ef_{ungemindert}$)

Tabelle 2-37: Investitionen und Kosten für Kosten für Entstaubungstechniken [61, France, 2006, 62, France/DFIU/IFARE Karlsruhe, 2004]

Basierend auf der Kostenrechnung in Tabelle 2-37, namentlich den unterschiedlichen Kostenfaktoren für die Betriebskosten, zeigt Tabelle 2-38 die Anteile dieser Kostenfaktoren.

Anteile der Kostenfaktoren an den variablen Betriebskosten			
Kostenart	**Einheit**	**Minderungsmaßnahme/-technik**	
		Elektrofilter	**Gewebefilter**
Stromkosten	%	48,42	53,99
Lohnkosten	%	51,58	46,01
Kosten für Staubentsorgung	%	0,00	0,00
Gesamte variable Betriebskosten	%	100,00	100,00

Tabelle 2-38: Anteile der einzelnen Kostenfaktoren an den Betriebskosten der Minderungsmaßnahmen/-techniken
[61, France, 2006]

In Österreich betrugen die Installationskosten für einen Gewebefilter zwischen EUR 350.000 und 500.000. Diese Installationskosten beinhalten nicht die Kosten für Nebeneinrichtungen [66, Austria, 2006].

2.4.6 Gasförmige Verbindungen

2.4.6.1 Minderung der NO_x-Emissionen

Die höchsten NO_x-Emissionen sind bei Drehrohröfen zu beobachten. Daher hat die Minderung der NO_x-Emissionen von Drehrohröfen Priorität (siehe Abschnitt 2.3.3.2).

Die Möglichkeiten zur Minderung der NO_x-Emissionen können wie folgt unterschieden werden:

- primäre Maßnahmen/Techniken, die auf die Minderung der Bildung von NO_x abzielen, und
- sekundäre Maßnahmen/Techniken, die auf eine Zerstörung der Stickstoffoxide durch Reduktion zu N_2 abzielen.

Die primären Maßnahmen/Techniken umfassen im Einzelnen:

- die Auswahl der Brennstoffe (Begrenzung des Stickstoffgehalts der Brennstoffe)
- die Prozessoptimierung (Ausgestaltung der Flamme und Temperaturprofil)
- die Art des Brenner (Low-NO_x-Brenner)
- gestufte Verbrennung.

Diese Maßnahmen/Techniken sind am kosteneffizientesten, aber ihre Wirksamkeit wird insbesondere durch die Gestaltung der Brennkammer des Drehrohrofens und durch das für die Aufrechterhaltung der Kalkqualität erforderliche Temperaturniveau begrenzt.

Sekundäre Maßnahmen/Techniken können wie folgt unterschieden werden:

- selektive nicht-katalytische Reduktion (SNCR) und
- selektive katalytische Reduktion (SCR).

Beide Maßnahmen/Techniken verwenden Stickstoffverbindungen, die mit den Stickstoffoxiden reagieren, indem sie diese reduzieren und so N_2 bilden. Katalytische Prozesse sind üblicherweise mit hohen Investitionskosten verbunden.

Tabelle 2-39 stellt NO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken vor, die bei bestimmten Kalköfen angewendet werden können.

Maßnahme/Technik	Anwendbarkeit	Minderungs-grad	Emissionswerte[4)5)]		Kosten[3)]	
					Investition	Betrieb
		%	mg/Nm^3[3,1)]	kg/Tonne[2)]	Mio. EUR	EUR/t Kalk
Prozess-optimierung	GGR-O, RSO, MSO, andere Schachtöfen		<100 – <350[9) 10)]	0,3 – 1,05		
	LDO, VDO		<200 – <500[9) 10)]	0,74 – 2,5		
Gestufte Verbrennung (in 2007 in der Kalkindustrie der EU-27 nicht angewandt)	LDO,VDO	-				
Low-NO_x-Brenner	LDO,VDO	0 – 20			Im Bereich konventioneller Brennertechniken	Im Bereich konventioneller Brennertechniken
SNCR[11)]	VDO (Lepolrost)	30 – 80	<500[10)]	<2.5	0.5 – 1.2	0.1 – 1.7[7)]
SCR (in 2007 in der Kalkindustrie der EU-27 nicht angewandt)	LDO,VDO	[6)]	-	-	[8)]	[8)]

[1)] Angaben für Ofensysteme beziehen sich normalerweise auf Tagesmittelwerte für trockenes Gas, 273 K, 101.3 kPa und 11 % O_2
[2)] Angaben in kg/Tonne Kalk basieren auf:
- 3000 Nm^3/t Kalk für RSO und GGR-Ofen
- 3700 Nm3/t Kalk für VDO
- 5000 Nm3/t Kalk für LDO

[3)] Angaben beziehen sich auf verschiedene Ofenkapazitäten – siehe Abbildung 2.46 und **Tabelle 2-37**
[4)] Standardbedingungen, Sauerstoffgehalt 11 %
[5)] Die Emissionswerte sind dem entsprechenden Absatz dieses Abschnitts zu entnehmen
[6)] Abhängig vom verwendeten Katalysator, siehe Abschnitt 2.4.6.1.5
[7)] Finanzielle Schätzungen basieren auf Vorversuchen mit einer Ofenkapazität von 1000 t/d und Ausgangswerten von bis zu 1500 mg NO_x/Nm^3
[8)] Ähnlich wie in der Zementindustrie (siehe **Tabelle 1-34** in Abschnitt **1.4.5.1**, Abschnitt **1.4.8.2** und Abschnitt 2.4.6.1.5), jedoch ist wegen des höheren spezifischen Abgasvolumens der Öfen in der Kalkindustrie mit höheren Investitionskosten zu rechnen als in der Zementindustrie
[9)] Je nach Produktspezifikationen kann das Emissionsniveau höher sein, siehe Abschnitte **2.3.3.2** und Figure 2.36
[10)] Anhängig von den NO_x-Werten des Rohgases
[11)] In 2007 war die SNCR-Technik nur für Öfen mit Lepolrost anwendbar und nur eine Anlage war damit ausgestattet

Tabelle 2-39 Überblick über NO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken in der Kalkindustrie

Weiterhin zeigt Figure 2.36 (Abschnitt **2.3.3.2**), dass die NO_x-Emissionen von vertikalen Schachtöfen niedriger sind als bei Drehrohröfen, was mit ihrer Temperaturabhängigkeit zusammenhängt, da diese Ofenarten zur Erzeugung unterschiedlicher Kalkprodukte verwendet werden. Wie Figure 2.36 ebenso zeigt, liegen etwa 68 % der NO_x-Emissionswerte von Drehrohröfen unter 500 mg/Nm^3 (Einzelmessungen, angegeben als Halbstundenmittelwerte) und etwa 60 % der NO_x-Emissionswerte von Schachtöfen unter 100 mg/Nm^3. Zudem erreichen etwa 80 % der GGR-Öfen, MSO und anderer Schachtöfen sowie etwa 50 % der RSO NO_x-Emissionswerte von <100 mg/Nm^3, angegeben als Halbstundenmittelwerte (siehe Abschnitt **2.3.3.2**).

2.4.6.1.1 Prozessoptimierung

Beschreibung
Eine Optimierung der Prozessführung wie die Vergleichmäßigung und Optimierung des Anlagenbetriebs oder die Vergleichmäßigung der Brennstoff- und Rohmaterialzuführung, kann dazu dienen, die NO_x-Emissionen zu mindern. Wichtige Parameter für die Prozessoptimierung eines Kalkofens, die eine positive Wirkung auf die NO_x-Emissionen haben kann, sind:

- Aufheizgeschwindigkeit
- Höhe der Feuerungstemperatur
- Luftüberschuss
- Temperatur der Sekundärluft
- Druck der eingedüsten Luft
- Feinheit des Kohlenstaubs
- Gehalt flüchtiger Bestandteile in den Brennstoffen
- Lage, Länge und Temperatur der Flamme.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Minderung der Emissionen und des Energieverbrauchs.

Medienübergreifende Effekte
Medienübergreifende Effekte wurden nicht berichtet.

Betriebsdaten
Wie in Figure 2.36 gezeigt, liegen etwa 68 % der NO_x-Emissionswerte von Drehrohröfen unter 500 mg/Nm^3 (Einzelmessungen, angegeben als Halbstundenmittelwerte) und etwa 60 % der NO_x-Emissionswerte von Schachtöfen unter 100 mg/Nm^3. Zudem erreichen etwa 80 % der GGR-Öfen, MSO und anderer Schachtöfen sowie etwa 50 % der RSO NO_x-Emissionswerte von <100 mg/Nm^3, angegeben als Halbstundenmittelwerte (siehe Abschnitt **2.3.3.2**).

Anwendbarkeit und wirtschaftliche Aspekte
Prozessoptimierung und -steuerung können in der Kalkerzeugung angewendet werden, aber es ist anzumerken, dass die Temperaturkurven der Feuerungsprozesse in der Kalkindustrie in der Praxis nach Produktqualität und Energieverbrauch optimiert werden. Folglich können die Temperaturkurven nur geändert werden, wenn die technischen Eigenschaften des Endprodukts dieses erlauben. Zudem sollte beachtet werden, dass zusätzliche Kosten entstehen können, wenn die Temperaturkurve aus Emissionsgründen geändert wird.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Kalkwerke in der EU-27.
[54, EuLA, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

2.4.6.1.2 Gestufte Verbrennung

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Die gestufte Verbrennung kann grundsätzlich bei Kalk-Drehrohröfen angewendet werden. Es wird eine reduzierende Zone erzeugt, indem die Sauerstoffzufuhr in der primären Reaktionszone vermindert wird. Für die Reaktion der Rückverwandlung von NO_x in elementaren Stickstoff sind insbesondere hohe Temperaturen in dieser Zone vorteilhaft. In späteren Verbrennungszonen wird die Luft und Sauerstoffzufuhr wieder erhöht, um die gebildeten Gase zu oxidieren. Luft und Gas müssen in der Verbrennungszone effektiv vermischt werden, um die CO- und die NO_x-Konzentration auf niedrigem Niveau zu halten.

Medienübergreifende Effekte
Keine weitere Information verfügbar.

Betriebsdaten
Bis 2007 wurde die gestufte Verbrennung in der EU-Kalkindustrie noch nicht erprobt.

Anwendbarkeit
Bis 2007 wurde die gestufte Verbrennung noch nicht in der Kalkbranche der EU-27 angewendet. Allerdings haben Versuche gezeigt, dass sie im Prinzip bei Drehrohröfen anwendbar ist, mit Ausnahme der Drehrohröfen, in denen hart gebrannter Kalk erzeugt wird. Bei Schachtöfen ist die gestufte Verbrennung nicht anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Keine Daten verfügbar.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
In 2008 gab es in der Kalkindustrie der EU-27 keine Beispielanlagen.
[54, EuLA, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

2.4.6.1.3 Low-NO_x-Brenner

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Die Emissionen von Stickstoffoxiden hängen hauptsächlich von der Qualität des erzeugten Kalks und der Ofengestaltung ab. Sie entstehen durch den Feuerungsprozess bei Temperaturen über 1300 °C. Diese NO_x-Emissionen können durch den Betrieb spezieller Low-NO_x-Brenner minimiert werden. Diese Brenner dienen dazu, die Flammentemperatur herabzusetzen und so thermisches und (in beschränktem Maße) brennstoffbedingtes NO_x zu mindern. Die NO_x-Minderung wird durch die Zuführung von Spülluft zur Herabsetzung der Flammentemperatur oder ein gepulsten Betrieb des Brenners erreicht.

Die durch den Brenner in den Ofen kommende Verbrennungsluft, die sogenannte „Primärluft“, wird in zwei Ströme aufgeteilt, die „Verwirbelungsluft“ und die „Axialluft“. Die Axialluft strömt fast parallel zur Brennerachse, während die Verwirbelungsluft sowohl eine axiale als auch eine tangentiale Komponente hat. Sowohl die Verwirbelungsluft als auch die Axialluft sind für die Flammenform und zur Gewährleistung der Stabilität der Flamme notwendig.

Low-NO_x-Brenner dienen dazu, den Primärluftanteil zu mindern, was zur einer Minderung der NO_x-Bildung führt, wobei übliche Mehrkanalbrenner mit einem Primärluftanteil von 10 bis 18 % der gesamten Verbrennungsluft betrieben werden. Ein höherer Anteil der Primärluft führt durch die frühe Vermischung von heißer Sekundärluft mit dem Brennstoff zu einer kurzen und intensiven Flamme. Dies führt zu hohen Flammentemperaturen und zu einer starken NO_x-Bildung, die durch Low-NO_x-Brenner vermieden werden kann.

Für den Einsatz verschiedener Arten von Abfällen ist es wichtig, die Brennertechnik sehr gut den verwendeten Brennstoffen anzupassen, insbesondere im Fall von Brennstoffwechseln oder bei Verwendung flüssiger Sekundärbrennstoffe.

Medienübergreifende Effekte
Kein Thema.

Betriebsdaten
Bei einem Ringschachtofen wurden mit einem Brenner (Brennstoff-Durchflussrate 30 – 150 kg/h), der den Brennstoff durch Einblasung von Druckluft (6 bar) atomisiert, positive Erfahrungen gemacht. Zudem wurden der Durchfluss von Verbrennungsluft und die Flammenform optimiert. In 2005 und 2006 wurden NO_x-Emissionswerte <200 mg/Nm^3 gemessen (Standardbedingungen, Sauerstoffgehalt 10 %). Da der Stickstoff- und der Wassergehalt der Brennstoffe das NO_x-Emissionsniveau beeinflussen kann, ist zu beachten, dass in diesem Fall schweres Heizöl als Brennstoff eingesetzt wurde [46, Germany, 2006], [157, Germany, 2007].

Anwendbarkeit
Low-NO_x-Brenner wurden für Drehrohröfen angepasst und können ebenfalls bei Ringschachtöfen mit spezifischen Bedingungen (hoher Primärluftanteil) angewendet werden. Eine direkte Übertragung der Low-NO_x-Brennertechnik von Zementöfen auf Kalköfen ist nicht ohne Weiteres möglich. Bei Zementöfen sind die Flammentemperaturen höher, so dass die Low-NO_x-Brenner entwickelt wurden, um die hohen Ausgangswerte an „thermischem NO_x“ zu senken. Dagegen sind bei den meisten Kalköfen die NO_x-Werte niedriger und das „thermische NOx“ vermutlich weniger bedeutsam.

Die Brennertechnik muss an die eingesetzten Brennstoffe, d. h. konventionelle fossile oder Sekundärbrennstoffe, angepasst werden. GGR-Öfen haben eine flammenlose Verbrennung, so dass eine Anpassung der Low-NO_x-Brenner an diesen Ofentyp nicht möglich ist.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitionskosten für Low-NO_x-Brenner liegen in der gleichen Größenordnung wie für konventionelle Brennertechniken.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Ein deutsches Kalkwerk (Ringschachtofen).
[38, UK, 1996], [46, Germany, 2006], [54, EuLA, 2006], [157, Germany, 2007]

2.4.6.1.4 Selektive nicht-katalytische Reduktion (SNCR)

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Beim Verfahren der selektiven nicht-katalytischen Reduktion werden die Stickstoffoxide (NO und NO_2) durch eine selektive nicht-katalytische Reduktion aus dem Abgas entfernt. Es wird ein Reduktionsmittel zugegeben, welches mit den Stickstoffoxiden reagiert und diese in Stickstoff und Wasser überführt. Üblicherweise werden Ammoniak oder Harnstoff als Reduktionsmittel genutzt. Die Reaktion erfolgt bei Temperaturen zwischen 850 und 1020 °C, der optimale Bereich liegt üblicherweise zwischen 900 und 920 °C.

Es ist eine gute Durchmischung der Abgase mit dem Reduktionsmittel, eine optimierte Eindüsungstemperatur und eine ausreichende Verweilzeit im optimalen Temperaturfenster erforderlich. Da diese Bedingungen bei den technischen Verfahren zur Kalkerzeugung nicht immer einfach einzuhalten sind, muss zur Gewährleistung einer ausreichenden Minderungsleistung das Reduktionsmittel im Überschuss zuzugeben werden.

Ein zu hohes NH_3:NO-Verhältnis kann allerdings zu unerwünschten Ammoniakemissionen führen, dem sogenannten „Ammoniakschlupf“. Da das Abgas der Kalköfen üblicherweise nicht – etwa zur Materialtrocknung – genutzt wird, gibt es keine Möglichkeit, den Ammoniak im Nachhinein noch aufzufangen oder zu adsorbieren. Folglich kann ein Ammoniakschlupf bei Kalköfen viel leichter auftreten als bei anderen industriellen Prozessen.

Die wesentlichen Reaktionen des SNCR-Prozesses und der Temperaturbereich für die Eindüsung des NH_3 sind wie folgt:

$$4NO + 4NH_3 + O_2 \xrightarrow{850-1080^\circ C} 4N_2 + 6H_2O$$

$$4NH_3 + 5O_2 \xrightarrow{>980^\circ C} 4NO + 6H_2O$$

Die Temperatur ist ein wichtiger Parameter. Die obengenannten Reaktionsgleichungen stellen die wichtigsten Reaktionen aus einer Vielzahl anderer, konkurrierender Reaktionen dar. Die erste Reaktionsgleichung zeigt die erwünschte Reduktion der Stickstoffoxide zu Stickstoff. Die zweite beschreibt die unerwünschte Reaktion, bei der Ammoniak oxidiert wird. In der Regel findet diese Reaktion bei einer höheren Temperatur und einem höheren Sauerstoffgehalt an der Eindüsungsstelle statt. An Stelle von flüssigem Ammoniak kann auch flüssiger Harnstoff eingedüst werden. Der Vorteil von Harnstoff ist, dass dieser nicht gefährlich und also viel einfacher zu handhaben ist.

Medienübergreifende Effekte
Ein zu hohes NH_3:NO-Verhältnis kann zu Ammoniak-Emissionen (Ammoniakschlupf) führen.

Wegen der begrenzten Verfügbarkeit von Eindüsungsstellen bei Kalköfen ist ein höherer Verbrauch an Reduktionsmitteln erforderlich, um die gewünschten Minderungsleistungen zu erreichen. Dieses erhöht wiederum das Risiko eines Ammoniakschlupfs.

Betriebsdaten
Seit Juli 2006 wird in der deutschen Kalkindustrie erstmalig bei einer Anlage, die neben fossilen auch Sekundärbrennstoffe verwendet, die selektive nicht-katalytische Reduktion (SNCR) erprobt. Harnstofflösung (45 %), Ammoniumhydroxidlösung (24,5 %) und ammoniakhaltiges Abwasser können als Reduktionsmittel eingesetzt werden. Dessen Qualität wird kontrolliert, um einen Eintrag von unerwünschten Stoffen zu vermeiden. Das Reduktionsmittel wird in den Rostvorwärmer (Lepolrost) eingedüst. Die Anordnung der Eindüsungsstellen (Düsen) ist für die Effizienz wichtig und das entscheidende Kriterium für eine optimale Durchdringung des Abgases, z. B. zwischen Ofeneinlauf und Rost. Die Reaktionstemperatur liegt im Bereich von 1080 bis 1150 °C. Die Zusammenhänge zwischen Temperatur, NH_3-Schlupf und NO_x-Minderung zeigt Abbildung 2.50.

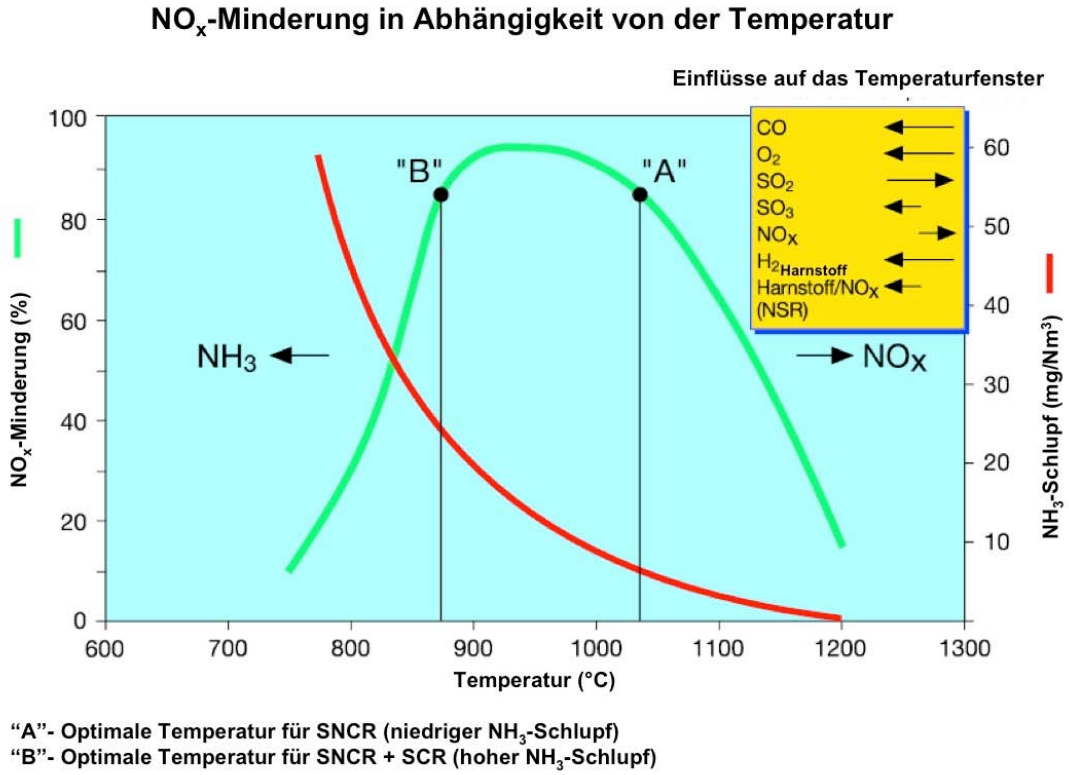

Abbildung 2.50: NO_x-Minderung in Abhängigkeit von der Temperatur [152, Germany, 2007]

Theoretische Betriebsdaten für die Anwendung des SNCR-Verfahrens in der Kalkindustrie, wie das Temperaturfenster und die Minderungsleistung, zeigt Tabelle 2-40.

Verfahren	Katalysator	Temperaturfenster für die $DeNO_x$-Reaktion (°C)	NO_x-Minderungsleistung (%)
SNCR	Kein Katalysator – NH_3 oder $(NH_2)_2CO$ (Harnstoff) werden direkt in die Verbrennungskammer eingedüst	850 – 1150	30 – 80

Tabelle 2-40: Theoretische Betriebdaten für das SNCR-Verfahren [93, EuLA, 2006], [152, Germany, 2007]

Bei der Beispielanlage in Flandersbach (Deutschland) ist es möglich, Minderungsleistungen von 50%–70% zu erreichen und folglich das NO_x-Emissionsniveau im Tagesmittel unter 500 mg NO_x/Nm^3 (Tagesmittelwert unter Standardbedingungen, 10 % O_2) zu halten. Höhere Minderungsleistungen sind grundsätzlich möglich, führen aber umgehend zu hohem Ammoniakschlupf. Messungen, die unter verschiedenen Verfahrens- und Eindüsungsbedingungen durchgeführt wurden, haben gezeigt, dass die Emissionen an Lachgas (N_2O) immer unter 10 mg/Nm^3 bleiben [93, EuLA, 2006], [152, Germany, 2007].

Anwendbarkeit
In der Kalkerzeugung kann die SNCR-Technik bei Vorwärmer-Drehrohröfen (Lepol-Rostvorwärmeröfen) angewendet werden.

Bei vertikalen Öfen (die mehr als 90 % der Gesamtzahl an Öfen in der EU-27 ausmachen) war es in 2007 technisch noch nicht möglich, eine SNCR-Behandlung durchzuführen, weil die Abgastemperatur deutlich unter 200 °C beträgt.

In langen Drehrohröfen ist die SNCR-Technik praktisch nicht anwendbar, weil sich die Zone mit dem optimalen Temperaturfenster innerhalb des rotierenden Ofens befindet. In 2007 war ein Zugang zu diesem Teil des Ofens nicht möglich, so dass nur primäre Maßnahmen/Techniken angewendet werden können.

In Vorwärmer-Drehrohröfen ermöglichen die Prozessbedingungen theoretisch die Anwendung der SNCR-Technik, aber nur an bestimmten Stellen, wo die Temperaturen im idealen Bereich von 950 bis 1050 °C liegen (die Bedingungen sind nicht bei allen Vorwärmer-Drehrohröfen gegeben, nur bei Lepol-Rostöfen). Folglich sind die Möglichkeiten zur Anpassung und Optimierung der Eindüsungsstellen (damit das Reduktionsmittel bei den richtigen Temperaturen und Sauertoffgehalten eingedüst wird) ziemlich beschränkt. Weiterhin ist eine Mindestverweildauer des Abgases in diesem Temperaturfenster erforderlich, um

- das Reduktionsmittel (Harnstoff oder flüssiges Ammoniak) zu verdampfen;
- es so homogen wie möglich über den gesamten Ofenquerschnitt zu verteilen und
- das Reduktionsmittel mit den Stickstoffoxiden reagieren zu lassen.

In der Praxis sind beide Bedingungen in Vorwärmer-Drehrohröfen nicht notwendigerweise erfüllt. So ist bei den Öfen mit vertikalem Vorwärmer die Verweilzeit des Abgases im idealen Temperaturfenster wahrscheinlich zu kurz, um eine vollständige Umsetzung der Stickstoffoxide über den gesamten Strömungsquerschnitt zu ermöglichen. Bei Drehrohröfen mit Rostvorwärmer sind die Bedingungen einfacher zu erfüllen. Allerdings zeigen praktische Erfahrungen, dass die Effizienz der SNCR deutlich niedriger sein kann als erwartet, wie im folgenden Beispiel aus Deutschland gezeigt: Es wurden $DeNO_x$-Versuche an einem Vorwärmerofen durchgeführt, der im Wesentlichen identisch mit dem obengenannten deutschen Ofen ist (siehe Betriebsdaten). Die Menge des über dem Lepolrost eingedüsten Harnstoffs musste auf ein NH_2:NO_2-Molverhältnis von 1:2 begrenzt werden, um die starken Emissionen von Ammoniak und Ammoniumsalzen über den Kamin zu begrenzen. Tatsächlich wurde der Versuch sofort abgebrochen, nachdem eine weiße Abgasfahne am Kamin zu sehen war. Die kontinuierlichen Messungen der NO_x-Emissionen zeigten eine leichte Abnahme der NO_x-Emissionen während der Harnstoffeindüsung von etwa 400 auf ungefähr 300 mg/Nm^3. Ohne Harnstoffeindüsung lagen die Ammoniak-Emissionen des Ofens in einem Bereich zwischen 3 und 8 mg/Nm^3, während üblicherweise weniger als 0,7 mg/Nm^3 an Drehrohröfen gemessen werden. Um die SNCR-Technik bei Drehrohröfen mit Lepolrost anzuwenden, sind jedenfalls umfangreiche Versuchsphasen und Anpassungen erforderlich, die im Vorfeld durchgeführt werden müssen.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitionskosten für die Beispielanlage in Flandersbach (Deutschland) waren ähnlich wie die für die Zementindustrie genannten Kosten, d. h. zwischen 0,5 Mio. und 1,2 Mio. € (siehe Abschnitt 1.4.8.2). Bei dieser Anlage war die Technik in 2007 nur für kurze Zeit (wenige Wochen) in Betrieb, und es ist im Moment schwer, die Betriebskosten genau abzuschätzen. Finanzielle Schätzungen auf Basis der vorläufigen Versuche ergeben, dass die Betriebskosten in ähnlicher Höhe – wie für die Zementindustrie berichtet – liegen könnten, d. h. bei 0,1 bis 1,7 € pro Tonne Kalk, bezogen auf eine Ofenkapazität von 1000 t/Tag und NO_x-Ausgangsemissionen von bis zu 1500 mg/Nm^3.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Kalkwerk Flandersbach, Deutschland.
[46, Germany, 2006] [54, EuLA, 2006], [57, European Commission, 2005], [93, EuLA, 2006],[152, Germany, 2007], [168, TWG CLM, 2007]

2.4.6.1.5 Selektive katalytische Reduktion (SCR)

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Die Technik der selektiven katalytischen Reduktion (SCR) wird in einem Temperaturbereich zwischen 300 – 400 °C betrieben. NO und NO_2 wird durch Einsatz von NH_3 und einem Katalysator zu N_2 reduziert.

Unabhängig von der Art des eingesetzten Reduktionsmittels erfordert der SCR-Prozess eine gute Durchmischung des Abgases mit dem Reduktionsmittel, eine optimierte Eindüsungstemperatur und eine ausreichende Verweilzeit im optimalen Temperaturfenster. Die Verwendung des Reduktionsmittels stellt eine ausreichende Minderungsleistung sicher. Im Allgemeinen kann die SCR-Technik nahezu stöchiometrisch betrieben werden und erreicht trotzdem eine hohe Minderungsleistung. Üblicherweise werden die Abgase von Kalköfen nicht genutzt, d. h. auch nicht zur Materialtrocknung. Es gibt keine Möglichkeit, den Ammoniak im Nachhinein noch aufzufangen oder zu adsorbieren. Siehe auch Abschnitt 1.4.5.1.8.

Medienübergreifende Effekte
Die Verwendung von Katalysatoren erhöht die Betriebskosten; diese müssen recycelt oder entsorgt werden.

Im Falle hoher Staubkonzentrationen können die interne Entstaubung des SCR-Reaktors sowie der zusätzliche Druckverlust zu einem erhöhten Stromverbrauch führen.

Bei Low-Dust-Abgasreinigungssystemen ist eine Wiederaufheizung des Abgases nach der Entstaubung erforderlich, die zusätzliche Energiekosten und Druckverluste verursachen kann.

Betriebsdaten
Theoretische Betriebsdaten wie der für den Einsatz dieser NO_x-Minderungstechnik in der Kalkindustrie erforderliche Temperaturbereich und die NO_x-Minderungsraten zeigt Tabelle 2-41.

Prozess	Katalysator	Temperaturfenster für die $DeNO_x$-Reaktion (°C)	NO_x-Minderungsgrad (%)
SCR	Metalloxide auf keramischen Trägermaterialien Molekularsiebe	280 – 450 380 – 480	70 – >90 70 – 90

Tabelle 2-41: Für den SCR-Prozess benötigte Temperaturbereiche und theoretisch erreichbare Minderungsgrade
[93, EuLA, 2006]

Anwendbarkeit
Die selektive katalytische Reduktion kann prinzipiell bei Kalk-Drehrohröfen zur Minderung der NO_x-Emissionen angewendet werden. Allerdings hatte die europäische Kalkindustrie in 2007 noch keine Erfahrungen mit dieser NO_x-Minderungstechnik, weil SCR noch nicht angewendet wurde.

Hinsichtlich der Verwendung der SCR-Technik in der Kalkindustrie müssen einige Parameter untersucht werden, z. B.
- hohe Staublasten
- hohe spezifische Abgasvolumina
- die Frage der Metall-Alkali-Verbindungen
- Investitions-, Betriebs- und Wartungskosten.

Wirtschaftliche Aspekte
Kostenangaben für die Anwendung der SCR-Technik in der Zementindustrie sind den Abschnitten **1.4.5.1.8** und **1.4.8.2** zu entnehmen.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
In 2008 gab es keine Beispielanlagen in der Kalkindustrie der EU-27.
[54, EuLA, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

2.4.6.2 Minderung der SO_2-Emissionen

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Die SO_2-Emissionen, hauptsächlich aus Drehrohröfen, hängen vom Schwefelgehalt der Brennstoffe, der Ofenart und dem geforderten Schwefelgehalt des erzeugten Kalks ab. Die Auswahl von Brennstoffen mit einem niedrigen Schwefelgehalt kann folglich die SO_2-Emissionen mindern, ebenso wie die Erzeugung von Kalk mit einem höheren Schwefelgehalt[31].

Es sind SO_2-Minderungstechniken mit Zugabe von Absorptionsmitteln verfügbar, z. B. Kaskaden-Schüttschichtfilter, Modulabsorber sowie die trockene Abgasreinigung mit nachgeschaltetem Gewebe- oder Elektrofilter. Der Einsatz von Absorptionsmitteln zur Minderung der SO_2-Emissionen ist in anderen Industriezweigen voll etabliert, wurde allerdings bei Kalkdrehrohröfen bisher nicht angewendet. Für den Einsatz bei Drehrohröfen können folgende Techniken in Betracht kommen:

- Einsatz von feinem Kalkstein: Bei einem gewöhnlichen, mit Dolomit betriebenen Drehrohofen wurde beobachtet, dass eine erhebliche Minderung der SO_2-Emissionen bei der Beschickung mit solchem Kalkstein auftreten kann, der einen hohen Feinkornanteil enthält oder der bei Aufheizung leicht zerfällt. Der feinkörnige Kalkstein kalziniert, wird vom Ofenabgas mitgenommen und entfernt auf dem Weg zum oder im Staubfilter das SO_2.
- Kalkeindüsung in die Verbrennungsluft: Eine patentierte Technik (EP 0 734 755 A1) beschreibt die Minderung der SO_2-Emissionen von Drehrohröfen durch Eindüsung von feingemahlenem Branntkalk oder Kalkhydrat in die in den Feuerungsraum des Ofens zugeführte Luft.
- Eindüsung eines Absorptionsmittels in das Abgas: Eine anerkannte Technik zur Minderung der SO_2-Konzentrationen in Abgasen ist
  - die Eindüsung eines Absorptionsmittels (z. B. Kalkhydrat oder Natriumbikarbonat) in den Abgasstrom
  - unter Gewährleistung einer ausreichenden Verweilzeit des Gases zwischen der Eindüsungsstelle und der Entstaubungseinrichtung (vorzugsweise einem Gewebefilter), um eine effiziente Absorption zu erreichen.

In 2007 war in keiner europäischen Anlage eine Minderungstechnik installiert. Allerdings wurde in einigen Fällen Kalkhydrat zur Minderung der SO_2-Emissionen eingedüst [54, EuLA, 2006].

Weitere Informationen über Sorptionsanlagen in diesem Zusammenhang können dem BVT-Merkblatt über allgemeine Abwasser- und Abgasbehandlungstechniken in der chemischen Industrie (engl. *Reference Document on Best Available Techniques on Common Waste Water und Waste Gas Treatment/Management Systems in the Chemical Sector*) entnommen werden [58, European Commission, 2003].

Medienübergreifende Effekte
Keine Daten verfügbar.

Betriebsdaten
Versuchmessungen zeigen, dass – mit Ausnahme weniger langer Drehrohröfen (von denen es weniger als 26 Stück in der EU-27 gibt) – die Mehrzahl der Kalköfen (GGR-O, RSO, MSO, andere Schachtöfen, VDO) wegen der natürlichen Neigung des Kalks, Schwefel zu binden (siehe Abschnitt 2.3.3.3), SO_2-Werte unter

[31] Anm. d. Übersetzer: In der englischen Fassung lautet der zweite Halbsatz “and so can the production of lime using fuels with higher sulphur contents”. In der ursprünglichen Fassung des BVT-Merkblatts von 2001 war dieser Satz ebenso enthalten, jedoch ohne die Wörter “using fuels”. Unserem Verständnis nach wurden diese Wörter irrtümlich eingefügt, daher haben wir sie bei der Übersetzung ausgelassen.

50 mg/Nm^3 erreichen. Ebenso kann die Mehrzahl der Kalköfen bei Einsatz von Sekundärbrennstoffen Werte unter 50 mg/Nm^3 erreichen.

Anwendbarkeit
Techniken zur Minderung der SO_2-Emissionen durch Zugabe von Absorptionsmitteln können prinzipiell in der Kalkindustrie eingesetzt werden. In 2007 wurde diese allerdings nicht angewendet.

Die oben beschriebenen Maßnahmen/Techniken mögen weiterer Untersuchungen bedürfen, um sie für den Einsatz bei Kalk-Drehrohröfen anpassen zu können.

Wirtschaftliche Aspekte
Keine Daten verfügbar.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Kalkwerke in der EU-27.
[54, EuLA, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

2.4.6.3 Minderung der CO-Emissionen

Beschreibung
Die Auswahl von Rohmaterialien mit einem geringen Gehalt an organischen Stoffen – sofern möglich – führt auch zur Minderung der CO-Emissionen. Allerdings hängt die Auswahl der Rohmaterialien von der verwendeten Ofenart und/oder der Art des erzeugten Kalks(z. B. von Kalkhydrat) ab.

Umgang mit CO-Trips

Während erhöhter CO-Werte im Abgas müssen Elektrofilter aus Sicherheitsgründen abgeschaltet werden.

Die Techniken zum Umgang mit CO-Trips, die für mit Elektrofiltern ausgestattete Zementöfen entwickelt wurden, können unter bestimmten Umständen auch für mit Elektrofiltern ausgestattete Kalk-Drehrohröfen anwendbar sein. Allerdings ist die spezifische Staubfracht (kg/Tonne Produkt) bei Deaktivierung des Elektrofilters im Falle von Kalköfen wegen der Grobstückigkeit des Kalksteins und der fehlenden Staubrückführung im Allgemeinen sehr viel niedriger als bei Zementöfen.

Weitere Informationen und ein Leitfaden zur Minderung von CO-Trips können den Abschnitten 1.4.4 und 4.2.6 entnommen werden.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Minderung der CO-Trips, der CO- und Staubemissionen.

Medienübergreifende Effekte
CO-Trips können in Elektrofiltern zu Explosionen führen.

Betriebsdaten
CO-Emissionen im Bereich von <100 – <500 mg/Nm³ (Ergebnisse von Einzelmessungen) wurden von GGR-O, LDO, VDO und anderen Schachtöfen berichtet (siehe Tabelle 2-39 in Abschnitt 2.3.3.4.2). Bei RSO und MSO sind aus technischen Gründen höhere CO-Emissionswerte unvermeidlich.

Im Sonderfall der Kalkhydraterzeugung liegt der Gehalt an organischem Kohlenstoff im Rohmaterial üblicherweise in einem Bereich von 0,8 – 5 %.

Anwendbarkeit
Die Techniken bezüglich der CO-Trips können prinzipiell bei Drehrohröfen angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Keine Daten verfügbar.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Kalkwerke in der EU-27.
[54, EuLA, 2006], [83, CEMBUREAU, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

2.4.6.4 Minderung der Emissionen an gesamtem organischem Kohlenstoff (TOC)

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
VOC-Emissionen werden üblicherweise als Gesamtkohlenstoff (organisch; TOC) gemessen und hängen – als Folge einer unvollständigen Verbrennung – oft mit den CO-Emissionen zusammen. Da die Betreiber bemüht sind, die CO-Emissionen der Öfen zu begrenzen, sind die VOC-Emissionen im Allgemeinen niedrig. Eine Prozessoptimierung wie die Vergleichmäßigung und Optimierung des Anlagenbetriebs, des Feuerungsprozesses und/oder eine Homogenisierung der Brennstoff- und Rohmaterialzuführung kann erfolgen, um die TOC-Emissionen niedrig zu halten.

Medienübergreifende Effekte
Kein Thema.

Betriebsdaten
In eine sehr begrenzten Zahl von Fällen, bei denen der Rohkalkstein einen Organikgehalt von bis zu 0,1 % hat, können kontinuierlich flüchtige organische Verbindungen emittiert werden.

Bei RSO, LDO und VDO können VOC-Emissionen nur kurzzeitig während der Inbetriebnahme oder bei Störungen auftreten und führen dann zu Emissionswerten unter 10 mg/Nm^3 (angegeben als Kohlenstoff). Bei GGR-Öfen bedingt der Prozess einen zyklischen Wechsel der Verbrennungsbedingungen (alle 10 bis 12 Minuten). Folglich ist das Niveau der VOC-Emissionen dort etwas höher als bei den anderen Ofenarten.

Das zur Erzeugung von Kalkhydrat verwendete Rohmaterial hat üblicherweise einen hohen Organikgehalt im Bereich von 0,8 – 5 % (angegeben als TOC), der zu höheren TOC-Emissionen als bei der sonstigen Kalkproduktion führt.

Anwendbarkeit
Diese Maßnahmen/Techniken können prizipiell bei Kalköfen angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Keine Daten verfügbar.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Kalkwerke in der EU-27.
[129, EuLA, 2006], [182, TWG CLM, 2008]

2.4.6.5 Minderung von Chlorwasserstoff (HCl) und Fluorwasserstoff (HF)

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungseffekte
Die Verwendung von Brennstoffen mit geringem Chlor- und Fluorgehalt kann die Emissionen an Chlor- und Fluor senken. Der größte Teil des in den Rohmaterialien und Brennstoffen enthaltenen Chlors wird durch den Branntkalk gebunden.

In vertikalen Öfen gewährleistet der gründliche Kontakt zwischen Ofengasen und Kalk/Dolomitkalk eine effiziente Absorption von HCl. Die HCl-Emissionen von Schachtöfen hängen allerdings hauptsächlich vom Gehalt der Chlorverbindungen im Kalkstein ab. Beim Brennen von trockenem Kalkstein sind die HCl-Emissionen tendenziell höher. In einigen Fällen können die HCl-Emissionen durch die Eindüsung von Wasser in das Abgas gemindert werden.

Medienübergreifende Effekte
Kein Thema.

Betriebsdaten
Der Chlorgehalt von Dolomit ist höher (100 bis etwa 1000 ppm) als der von Kalkstein (10 bis 150 ppm).

Für den Einsatz von Sekundärbrennstoffen wurden HCl-Emissionen von 10 mg/Nm^3 und HF-Emissionen von 1 mg/Nm^3 berichtet (siehe **Table 2-27** in Abschnitt 2.3.3.7).

Anwendbarkeit
Diese Maßnahmen/Techniken sind grundsätzlich in der Kalkindustrie anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Keine Daten verfügbar.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Lokale Bedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Kalkwerke in der EU-27.
[46, Germany, 2006], [182, TWG CLM, 2008]

2.4.7 Minderung der Emissionen von polychlorierten Dibenzo-p-Dioxinen (PCDD) und polychlorierten Dibenzo-Furanen (PCDF)

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Rohmaterialien oder Brennstoffe, die Chlor enthalten, können in allen Prozesszonen mit Temperaturen zwischen 300 und 450 °C möglicherweise zur Bildung von PCDD und PCDF führen.

Durch den Einsatz von Sekundärbrennstoffen können der Chlorgehalt der Brennstoffe sowie die Emissionen ansteigen.

Aus wichtigen Literaturquellen zur Kalkproduktion sind die folgenden Grundregeln hinsichtlich der Bildung von PCDD/F bekannt:

- Verkürzung der Verweilzeit der Abgase in Zonen mit einer Temperatur zwischen 300 und 450 °C
- Reduzierung des Sauerstoffgehalts in den genannten Zonen
- Begrenzung des Kupfereintrags über die Brennstoffe wegen dessen katalytischer Eigenschaften bei der PCDD/F-Synthese.

Auf Grundlage dieser Regeln wäre ein Aktionsplan entsprechend der in und Abbildung 2.1 und Abbildung 2.2 gezeigten Ablaufdiagramme denkbar.

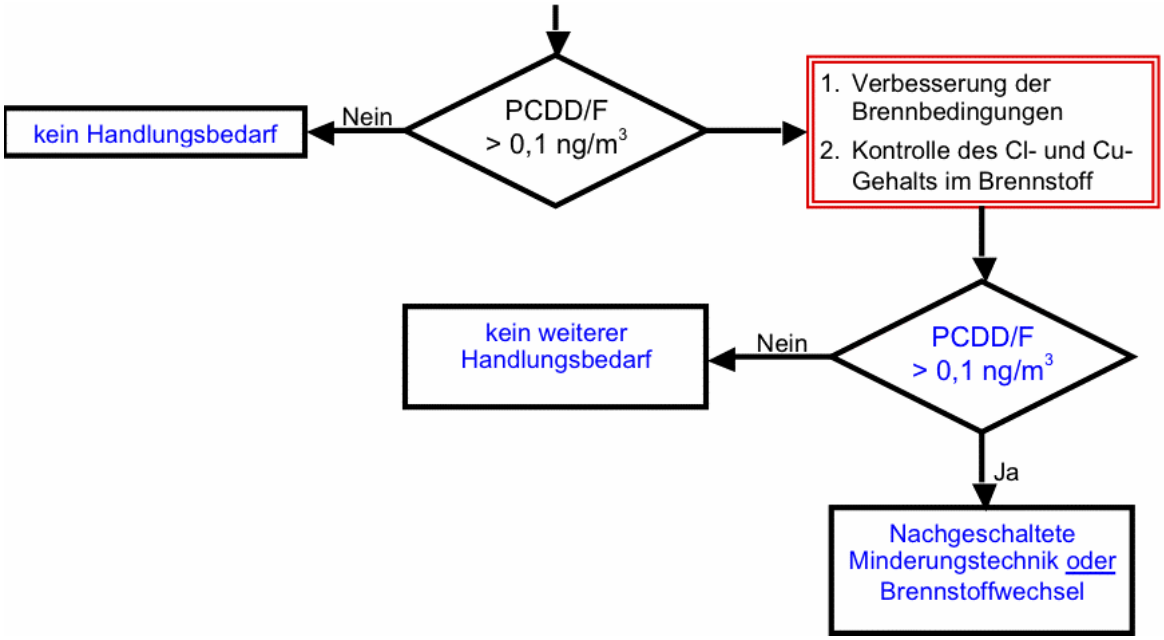

Abbildung 2.1 Ablaufdiagramm für die Minderung der PCDD/F-Emissionen von vertikalen Kalköfen [54, EuLA, 2006]

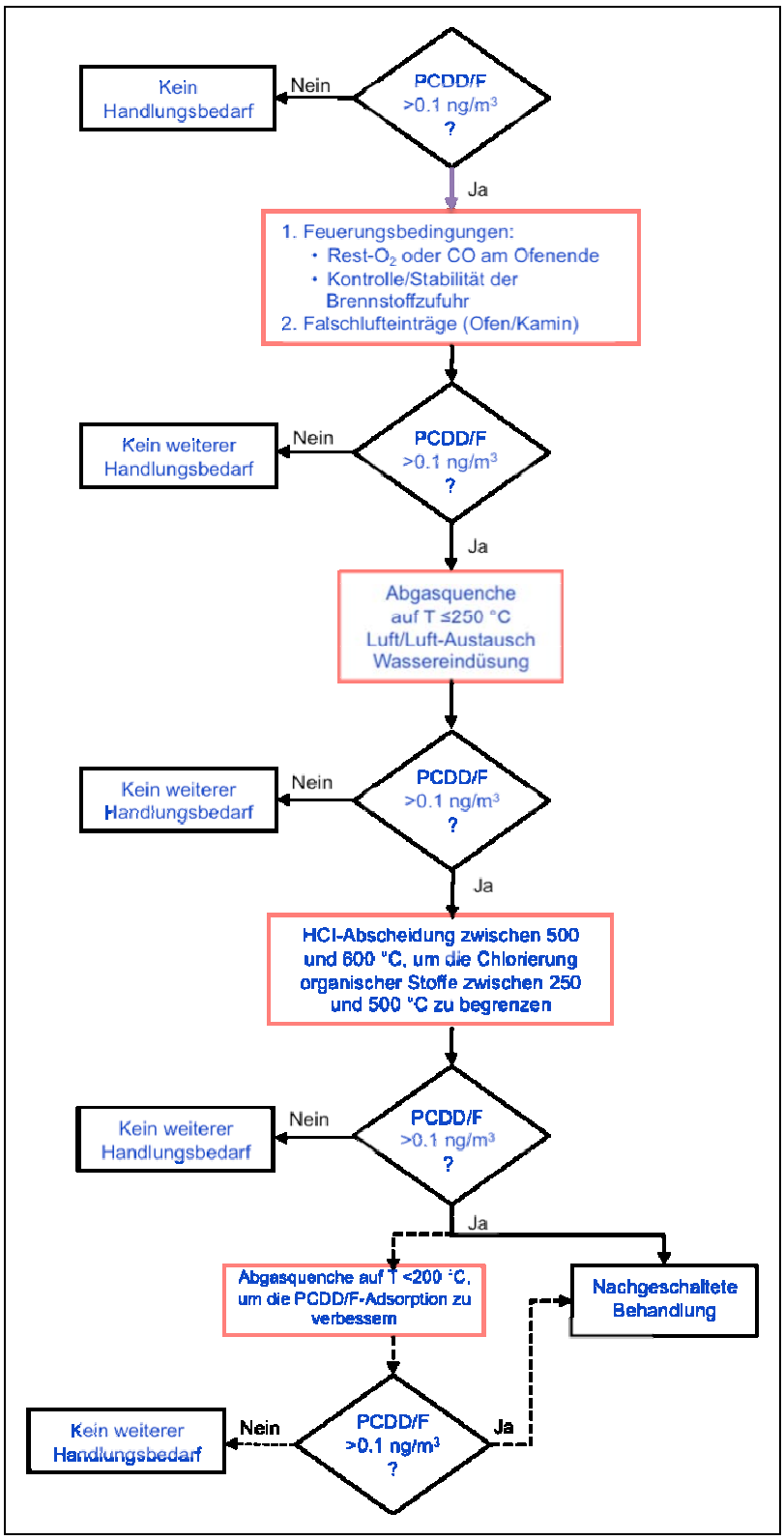

Abbildung 2.2 Ablaufdiagramm für die Minderung der PCDD/F-Emissionen von Drehrohröfen (LDO, VDO) [54, EuLA, 2006]

Medienübergreifende Effekte

Der Einsatz von Abfällen kann den Chlorgehalt der Brennstoffe beeinflussen und zu höheren Emissionen führen.

Betriebsdaten

PCDD/F-Emissionswerte im Bereich zwischen 0,005 und 0,07 ng I-TEQ/Nm^3 wurden für verschiedene Arten von Kalköfen berichtet (siehe Abschnitt 2.3.3.6). Soweit aus den berichteten Daten festzustellen war, lie-

gen die gemessenen Durchschnittswerte für PCDD-Emissionen bei allen Arten von Kalköfen in der EU-27 unter 0,1 ng I-TEQ/Nm^3. Dieser Emissionswert ist relevant, wenn Sekundärbrennstoffe im Prozess eingesetzt werden. Wenn Abfälle mitverbrannt werden, müssen die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden [59, European Commission, 2000].

Es werden jedenfalls weitere Untersuchungen durchgeführt, um das Verständnis der PCDD-Bildung in Kalköfen zu verbessern, um so für die Zukunft sicherzustellen, dass die Emissionen immer unter 0,1 ng I-TEQ/Nm^3 bleiben, wenn Brennstoffe mit einem höheren Chlorgehalt eingesetzt werden.

Anwendbarkeit
Diese Maßnahmen/Techniken können grundsätzlich bei Kalköfen angewendet werden.
Sekundärbrennstoffe werden analysiert, bevor sie eingesetzt werden.[32]

Wirtschaftliche Aspekte
Keine Daten verfügbar.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Kalkwerke in der EU-27.
[54, EuLA, 2006], [182, TWG CLM, 2008]

2.4.8 Minderung der Metallemissionen

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Die Zuführung von Brennstoffen mit einem hohen Metallgehalt in das Ofensystem sollte vermieden werden. Zudem sollte insbesondere die Verwendung von Materialien mit einem hohen Gehalt an flüchtigen Metallen wie Hg und Tl begrenzt werden.

Eine sorgfältige Auswahl und garantierte Eigenschaften der Stoffe, die in den Ofen gelangen, kann die Emissionen mindern, z. B. durch ein Qualitätssicherungssystem, welches die Beschaffenheit der eingesetzten Sekundärbrennstoffe sicherstellt (siehe Abschnitt 2.4.4). Weiterhin ist Quecksilber besondere Aufmerksamkeit zu widmen. Wegen der Flüchtigkeit von Quecksilber können deutlich höhere Quecksilberemissionen auftreten. Daher muss der Quecksilbereintrag über die Sekundärbrennstoffe überwacht und, wenn nötig, begrenzt werden (siehe Abschnitt 2.3.3.10).

Eine wirksame Entstaubung reduziert die Metallemissionen, weil die emittierten Metalle (abgesehen von einem Teil des Quecksilbers) zum größten Teil an Staub gebunden sind. Eine weitere Möglichkeit stellt die Adsorption an Aktivkohle dar.

Medienübergreifende Effekte
Entstaubungseinrichtungen erhöhen wegen des höheren Druckverlusts den Stromverbrauch.

Betriebsdaten
Wie in Table 2-28 (siehe Abschnitt 2.3.3.9) gezeigt, liegen die Emissionswerte für Metalle im Bereich von 0,01 – 0,1 mg/Nm^3. Für Blei und Zink können in Einzelfällen bei höheren Staubemissionen Werte bis zu 0,40 mg/Nm^3 beobachtet werden.

Bei Einsatz von Abfällen wurden für Quecksilber Emissionswerte von unter 0,03 mg/Nm^3 im Tagesmittel gemessen, oder weniger als 0,05 mg/Nm^3 als Halbstundenmittelwert. Für die Summe aus Cadmium und Thallium lagen die gemessenen Emissionen unter 0,05 mg/Nm^3 als Halbstundenmittelwert, und für die Summe aus Arsen, Kobalt, Chrom, Kupfer, Mangan, Blei, Antimon, Zinn und Vanadium unter 0,5 mg/Nm^3 als Halbstundenmittelwert (Bezugsauerstoffgehalt 10 %) (siehe Abschnitt 2.3.3.10.1) [46, Germany, 2006].

[32] Anm. der Übersetzer: Dieser Satz drückt u.E. nicht die "Anwendbarkeit“ dieser Maßnahme/Technik aus, sondern gehört zu ihrer Beschreibung.

Anwendbarkeit
Diese Maßnahme/Technik kann in der Kalkindustrie angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Durch eine wirksame Entstaubung können die hohen Kosten für Aktivkohlefilter vermieden werden.
Das geforderte Qualitätssicherungssystem, welches die Beschaffenheit der dem Ofen zugeführten Materialien sicherstellt, kann zu zusätzlichen Kosten führen.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Kalkwerke in der EU-27.
[46, Germany, 2006], [51, EuLA, 2006], [54, EuLA, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

2.4.9 Prozessverluste/Abfälle

2.4.9.1 Allgemeine Hinweise zur Wiederverwendung fester Prozessverluste/Abfälle als Rohmaterial

In diesem Abschnitt geht es um Möglichkeiten, das Aufkommen an festen Abfällen in den verschiedenen Stufen der Kalkverarbeitung zu reduzieren.

Staub, der bei Be- und Entladung, Transport, Umschlag und mechanischer Behandlung der Rohmaterialien abgeschieden wird, kann normalerweise als Rohmaterial verwendet werden. Zum Beispiel kann jeder Filterstaub aus der Lagerung der Rohmaterialien direkt in den Produktionsprozess oder – wenn dort eine Abluftreinigung durch Siloaufsatzfilter erfolgt – in das Silo zurückgeführt werden.

Der durch Gewebefilter abgeschiedene Staub von Zerkleinerungs-, Mahl-, Klassier-, Sieb- und Hydratationsanlagen oder der Verladung ist gebrannter Kalk[33], der mit dem Produkt gemischt werden kann, oder kann in Zementwerken verwertet werden, insbesondere wenn Zement- und Kalkanlagen am selben Standort stehen. [66, Austria, 2006]

Staub aus der Abgasreinigung kann nur unter bestimmten Bedingungen verwertet werden, weil dieser Staub Schadstoffe wie hohe Konzentrationen an Schwefel, Fluor und Metallen enthalten kann, vor allem wenn Abfälle mitverbrannt werden. In den meisten Fällen besteht der gesammelte Staub hauptsächlich aus Kalziumkarbonat, mit veränderlichen Anteilen an Kalziumoxid, Brennstoffasche und Ton. Die Verwendungen des gesammelten Staubs reichen von der Einbindung in kommerzielle Produkte (z. B. Baukalk, Kalk zur Bodenstabilisierung, Kalkhydrat und pelletisierte Produkte) bis zur Deponierung.

Die bei der Abgasreinigung durch Nasswäscher anfallende Suspension wird sedimentiert, die Flüssigkeit im Allgemeinen wiederverwendet und die nassen Feststoffe in aller Regel deponiert. Hinsichtlich der staubförmigen Rückstände ermöglicht folglich erst die Getrenntführung der verschiedenen Abgasströme eine optimale Verwertung . Gips, der bei der Abgasreinigung erzeugt wird, kann nicht in den Prozessen der Kalkerzeugung verwertet werden, wird aber in der Zementindustrie als Aushärtungs-Regulator verwendet.

Materialien, die intern nicht verwertet werden können, verlassen die Anlage, um in anderen Industrien genutzt zu werden, oder um externen Abfallverwertungs- oder -entsorgungsanlagen zugeführt zu werden.

[33] Anm. der Übersetzer: Der bei der Rohmaterialzerkleinerung abgeschiedene Staub ist naturgemäß noch ungebrannt.

2.4.10 Lärm

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Dieser Abschnitt befasst sich mit Möglichkeiten zur Minderung des Lärms, der bei verschiedenen Schritten des Kalkherstellungsprozesses auftritt. Die Lärmminderung ist von besonderer Wichtigkeit, weil Kalkwerke oft in der Nähe von Wohngebieten angesiedelt sind.

Oft kann eine Minderung der Lärmemissionen durch die Anwendung direkter Maßnahmen/Techniken an der Quelle des Lärms erreicht werden. Lärmquellen sind z. B. der Abbau und die Aufbereitung von Kalkstein sowie die für die Kalkerzeugung unvermeidlichen Zerkleinerungs-, Mahl- und Aufbereitungsanlagen, die Kalköfen selbst, das Aufgabesystem der Öfen, Förderbänder, Filtereinrichtungen, das Kühlsystem der Öfen etc.[34]

Bei Kalkwerken kann eine Vielzahl von Maßnahmen/Techniken zur Lärmminderung angewendet werden, um die Lärmpegel in der Nachbarschaft zu deren Schutz herabzusetzen. Die effektivste Kombination von Maßnahmen/Techniken muss individuell für jede Anlage oder jeden Standort herausgefunden werden.

Die folgenden technischen Maßnahmen/Techniken werden in der Kalkindustrie angewandt:

- geeignete Wahl der Standorte für laute Betriebsvorgänge
- Einhausung lauter Betriebsvorgänge, z. B. Ofenbeschickung, Kalkaustrag, Produktverladung
- Einbau von Lärmbarrieren und Errichtung von Lärmschutzwänden, z. B. an der Beladungsstation für Kipplaster
- Verwendung von abriebfestem Material zur Auskleidung oder Verkleidung von Schüttgutrutschen
- schallisolierte Gebäude zur Abschirmung von Prozessen zur mechanischen Materialverarbeitung
- Schallisolierung von Maschinenhäusern
- Schallisolierung von Mauerdurchbrüchen, z. B. durch Einbau von Schleusen an Öffnungen für Förderbänder
- Einbau von Schalldämpfern an Luftaustrittsstellen, z. B. am Reingasaustritt von Entstaubungseinrichtungen
- Herabsetzung der Durchflussraten von Rohren
- Schallisolierung von Rohren
- Schalldämpfer an Abgaskaminen
- Isolierung von Rohren und Gebläsen, die in schalldichten Gebäuden untergebracht werden
- entkoppelte Verbindungen zwischen Lärmquellen und potentiellen Resonanzkörpern, z. B. zwischen Kompressoren und Leitungen.

Bestehende oder ältere Anlagen werden nachgerüstet, um nationalen gesetzlichen Anforderungen zu entsprechen. Bei älteren Bauformen können Schwierigkeiten auftreten, z. B. durch mangelnden Platz für den Einbau von Verkleidungen, den vorzusehenden Zugang für Wartungsarbeiten etc.

Wenn die oben genannten Lärmschutzmaßnahmen/-techniken nicht angewendet werden können und wenn eine Verlagerung der lauten Aggregate in ein Gebäude, z. B. wegen der Größe der Öfen und ihrer Nebeneinrichtungen, nicht möglich ist, müssen sekundäre Lärmschutzmaßnahmen/-techniken ergriffen werden, z.B. durch die Errichtung von Gebäuden oder von natürlichen Barrieren, wie der Anpflanzung von Bäumen und Büschen zwischen den zu schützenden Zonen und Lärmquellen wie Öfen oder Lagerplätzen. Türen und Fenster der eingehausten Bereiche müssen während lauter Betriebsvorgänge geschlossen gehalten werden.

Lärmminderungspläne

Eine Methode zur Minderung der Lärmemissionen von Kalkwerken ist die Entwicklung eines Lärmminderungsplans für den gesamten Standort, der alle Lärmquellen auf dem Werksgelände, die Lärmminderungskosten, die rechtlichen Anforderungen sowie die Belange der Nachbarschaft berücksichtigt.

[34] Anm. der Übersetzer: Dieser Satz war im englischen Original unvollständig; wir haben das nach unserem Verständnis korrigiert.

Ein effizienter Lärmminderungsplan muss nicht notwendigerweise Maßnahmen/Techniken zur Lärmminderung an der lautesten Quelle beinhalten, weil die Lärmpegel mit zunehmender Entfernung von der Quelle deutlich abnehmen. Folglich kann eine Kombination von Maßnahmen/Techniken an Lärmquellen, die nahe an den beeinträchtigten Gebieten liegen, effizienter sein. In manchen Fällen können organisatorische Maßnahmen/Techniken wie die Verminderung nächtlicher Aktivitäten ausreichen, um die Lärmbeeinträchtigungen für die Nachbarschaft zu begrenzen und die gesetzlichen Anforderungen zu erfüllen.

Die Entwicklung eines Lärmminderungsplans beinhaltet üblicherweise folgende Schritte:

- Auflistung aller wesentlichen Lärmquellen und Bestimmung ihrer Schallleistungspegel
- Bestimmung der durch Lärm beeinträchtigten Gebiete, z. B. Wohngebiete
- Computer-basierte Berechnung der Schallausbreitung (auf der Grundlage eines dreidimensionalen Modells des Standorts und seiner Umgebung)
- Reihung der Lärmquellen nach ihrer Bedeutung für die einzelnen beeinträchtigten Gebiete (getrennt für Tages- und Nachtzeit)
- Bewertung der Maßnahmen/Techniken zur Lärmminderung in Hinblick auf ihre Bedeutung für den Lärmpegel in den beeinträchtigten Gebieten und ihre geschätzten Kosten
- Identifizierung der kosteneffizientesten Kombination von Maßnahmen/Techniken, die die Einhaltung der gesetzlichen Anforderungen sowie die Akzeptanz in den Nachbarschaft sicherstellt [46, Germany, 2006]

Medienübergreifende Effekte
Durch Maßnahmen/Techniken zum Lärmschutz können zusätzliche Investitions- und Instandhaltungskosten anfallen.[35]

Betriebsdaten
Keine Daten verfügbar.

Anwendbarkeit
Maßnahmen/Techniken zur Lärmminderung können grundsätzlich in der Kalkindustrie[36] angewendet werden (siehe Abschnitt 2.3.6).

Wirtschaftliche Aspekte
Durch Maßnahmen/Techniken zum Lärmschutz können zusätzliche Investitionskosten anfallen.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Kalkwerke in Deutschland sowie in der gesamten EU-27.
[46, Germany, 2006]

[35] Anm. der Übersetzer: Ggf. anfallende Mehrkosten sind keine „medienübergreifende Effekte“, sondern gehören in den Abschnitt „wirtschaftliche Aspekte“. Dort wird auch bereits auf die eventuellen Mehrkosten von Lärmschutzmaßnahmn hingewiesen..

[36] Anm. der Übersetzer: In der englischen Fassung steht hier „cement industry“, aber das beruht vermutlich auf einem Übertragungsfehler.

2.4.11 Allgemeine Hinweise zu Gerüchen

In Kalkwerken mit mischgefeuerten Schachtöfen können wegen der entstehenden Schwefelwasserstoff (H_2S)-Emissionen Gerüche auftreten. Dies hängt vom Anteil des in reduzierter oder elementarer Form vorliegenden Schwefels ab, welcher zu H_2S-Emissionen führen kann. Zur Minderung von H_2S im Abgasstrom kann der Einsatz einer regenerativen Nachbrennung erfolgreich sein. In 2008 war in Europa nur ein Kalkwerk mit einer thermischen Nachverbrennung zum Minderung der H_2S-Emissionen ausgestattet. Dies galt allerdings nur für eine sechsmonatige Betriebsphase. Weitere regenerative Nachbrenner waren in der europäischen Kalkindustrie nicht in Betrieb.
Gerüche können auch durch Abfälle verursacht werden, die als Brennstoff dienen sollen. Lagerflächen für Abfallstoffe können eingehaust oder geschlossene Lagerungssysteme eingesetzt werden.

2.4.12 Umweltmanagementsysteme

Umweltmanagementsysteme werden im Zementkapitel in Abschnitt 1.4.12 dieses Dokuments beschrieben.

2.5 Beste verfügbare Techniken für die Kalkindustrie

Um das Kapitel und seinen Inhalt zu verstehen, wird die Aufmerksamkeit des Lesers auf das Vorwort dieses Dokuments und speziell auf dessen fünften Abschnitt „Anleitung zum Verständnis und zur Benutzung des Dokuments“ gelenkt. Die Techniken und die damit verbundenen Emissions- und/oder Verbrauchswerte oder -wertebereiche, die in diesem Kapitel präsentiert werden, wurden in einem iterativen Prozess mit Hilfe folgender Schritte bewertet:

- Identifikation der wesentlichen Umweltaspekte der Branche – für die Kalkindustrie sind dies der Energieeinsatz einschließlich der Verwendung von Sekundärbrennstoffen sowie die Luftemissionen;
- Untersuchung der Techniken, die für diese Umweltaspekte am relevantesten sind;
- Identifizieren des besten Umweltleistungsniveaus auf Basis der in der EU und weltweit verfügbaren Daten,
- Untersuchung der Bedingungen, unter denen dieses Leistungsniveau erreicht wurde, z. B. der Kosten, medienübergreifender Effekte und der Haupttriebkräfte zur Einführung dieser Techniken,
- Auswahl der „Besten Verfügbaren Techniken“ (BVT) und der damit verbundenen Emissions- und/oder Verbrauchswerte für diese Branche im allgemeinen Sinne entsprechend Artikel 2 Absatz 12 und Anhang IV der Richtlinie.

In jedem diese Schritte und der Art, wie diese Informationen hier präsentiert werden, hat die Bewertung durch Experten des europäischen IPPC-Büros und der zuständigen Technischen Arbeitsgruppe (engl. Abkürzung: *TWG*) eine entscheidende Rolle gespielt.

Auf der Basis dieser Bewertung werden in diesem Kapitel die BVT und, soweit möglich, Emissions- und Verbrauchswerte bei der Anwendung dieser Techniken präsentiert, die für die gesamte Branche als geeignet angesehen werden und in vielen Fällen bereits von Anlagen in der Branche erreicht werden. Wenn „mit den besten verfügbaren Techniken verbundene“ Emissions- oder Verbrauchswerte angegeben werden, dann ist das so zu verstehen, dass diese Werte das Umweltleistungsniveau darstellen, das bei Anwendung der dargestellten Techniken in dieser Branche angenommen werden kann, unter Berücksichtigung des in der Definition von BVT geforderten ausgewogenen Kosten-Nutzen-Verhältnisses. Jedoch sind dies weder Emissions- noch Verbrauchsgrenzwerte und sollten auch nicht als solche verstanden werden. In einigen Fällen könnte es technisch möglich sein, bessere Emissions- oder Verbrauchswerte zu erreichen, aber wegen der damit verbundenen Kosten oder medienübergreifender Betrachtungen werden jene Werte nicht als geeignet angesehen, um BVT für die gesamte Branche zu sein. Jedoch können diese Werte in Sonderfällen als gerechtfertigt angesehen werden, wenn es besonderen Handlungsbedarf gibt.

Die Emission- und Verbrauchswerte, die mit der Anwendung von BVT verbunden sind, sind gemeinsam mit den angegebenen Referenzbedingungen (z. B. Mittelungszeiträumen) zu betrachten.

Der Begriff der „mit der Anwendung von BVT verbundenen Werte“ ist von dem an anderer Stelle im vorliegenden Dokument verwendeten Begriff der „erreichbaren Werte“ zu unterscheiden. Wenn ein Wert als bei Anwendung eines bestimmten Verfahrens oder einer Verfahrenskombination als „erreichbar“ beschrieben wird, so ist dies so zu verstehen, dass bei Verwendung dieser Techniken in einer gut gewarteten und betriebenen Anlage oder einem solchen Prozess die Einhaltung dieses Wertes über einen längeren Zeitraum erwartet werden kann.

Soweit verfügbar, wurden bei der Beschreibung der Techniken im vorangegangenen Kapitel auch Kostendaten (siehe Abschnitt 2.4) angegeben. Diese geben einen groben Hinweis auf die Höhe der damit verbundenen Kosten. Die tatsächlichen Kosten, die mit der Anwendung einer Technik verbunden sind, hängen jedoch stark von der spezifischen Situation ab, z. B. von Steuern, Abgaben, Subventionen und den technischen Besonderheiten der betreffenden Anlage. Es ist nicht möglich, solche anlagenspezifischen Faktoren vollständig in diesem Dokument zu beurteilen. Bei Nichtverfügbarkeit von Kostendaten werden Schlussfolgerungen über die wirtschaftliche Tragfähigkeit aus der Beobachtung bestehender Anlagen gezogen.

Die in diesem Abschnitt präsentierten BVT (einschließlich der damit verbundenen Emissions- und Verbrauchswerte) sind BVT im allgemeinen Sinn, d. h. werden für die Branche insgesamt als geeignet angesehen. Es wird angestrebt, dass sie als Bezugspunkt zur Bewertung der Leistung einer bestehenden Anlage oder einer Planung für eine neue Anlage herangezogen werden. Auf diese Weise werden sie die Festlegung geeigneter, auf BVT basierender Anforderungen an eine Anlage oder die Einführung allgemeinverbindlicher Rechtsvorschriften entsprechend Artikel 9 Absatz 8 der IVU-Richtlinie unterstützen. Für neue Anlagen ist vorgesehen, dass diese so geplant werden, dass sie das in diesem Abschnitt beschriebene BVT-Niveau oder ein besseres Niveau erreichen. Es besteht ebenso die Ansicht, dass bestehende Anlagen – je nach technischer und ökonomischer Machbarkeit im Einzelfall – sich dem BVT-Niveau annähern oder darüber hinausgehen könnten.

Wenngleich die BVT-Merkblätter keine rechtsverbindlichen Standards setzen, dienen sie dazu, Industrie, Mitgliedsstaaten und Öffentlichkeit richtungsweisende Informationen über erreichbare Emissions- und Verbrauchswerte bei Anwendung bestimmter Techniken zu geben. Die für den Einzelfall geeigneten Genehmigungsanforderungen sind auf der Grundlage der Ziele der IVU-Richtlinie und der lokalen Umstände festzulegen.

“Beste Verfügbare Techniken” für eine bestimmte Anlage werden in der Regel die Verwendung einer einzelnen oder einer Kombination der in diesem Abschnitt genannten BVT sein.

Wenn Techniken, die für sich als BVT identifiziert wurden, in Kombination genutzt werden können, sollten die Effekte dieser Kombination bei der Festlegung der auf BVT basierenden Genehmigungsanforderungen für den Einzelfall Berücksichtigung finden.

Empfehlung für die Nutzer/Leser dieses Dokuments:

Es wird dringend empfohlen, Abschnitt 2.5 in Verbindung mit Abschnitt 2.4 zu lesen, weil die in Abschnitt 2.4 enthaltenen Betrachtungen hinsichtlich der Anwendbarkeit der Techniken berücksichtigt werden müssen. Um den Leser dabei zu unterstützen, wurden in Abschnitt 2.5 Querverweise zu Abschnitt 2.4 eingefügt.

Die in diesem Abschnitt genannten Emissionswerte sind als Tagesmittelwerte unter Standardbedingungen angegeben, außer bei Hydratationsanlagen, für die die bei der Emission gegebenen Bedingungen gelten. Für die Messung der Volumenströme und der Konzentrationswerte in den Ofenabgasen gelten die nachfolgenden Standardbedingungen, die ebenfalls dem Glossar zu entnehmen sind:

Nm^3/h	Volumenstrom: Wenn in diesem Abschnitt nicht anders angegeben, beziehen sich die Angaben auf 11 Vol.-% Sauerstoffgehalt und Standardbedingungen
mg/Nm^3	Konzentration: Wenn in diesem Abschnitt nicht anders angegeben, beziehen sich die Konzentrationsangaben für gasförmige Stoffe oder Stoffgemische auf trockenes Abgas, 11 Vol.-% Sauerstoffgehalt und Standardbedingungen
Standard-bedingungen	bezogen auf eine Temperatur von 273 K, einen Atmosphärendruck von 1013 hPa und trockenes Abgas

Wie im Vorwort beschrieben, werden in diesem Dokument keine Emissionsgrenzwerte vorgeschlagen. Die besten verfügbaren Techniken und die angegebenen, mit den BVT verbundenen Emissions- oder Verbrauchswertebereiche beziehen sich auf Anlagen mit unterschiedlichen Ofengrößen, unterschiedlichen Ofenbetriebsarten (z. B. kontinuierlich oder nicht), und unterschiedlich vielen Betriebsstunden pro Jahr. Spezielle lokale Gesichtspunkte können in diesem Dokument nicht umfassend berücksichtigt werden. Bei der Bestimmung geeigneter Genehmigungsanforderungen sind lokale, standortspezifische Faktoren wie die technische Beschaffenheit der betreffenden Anlage, ihr Standort und die lokalen Umweltbedingungen zu berücksichtigen. Allein das Ziel eines hohen Schutzniveaus für die Umwelt als Ganzes erfordert oft ein Abwägen verschiedenartiger Umweltauswirkungen, welches wiederum oft von lokalen Erwägungen beeinflusst wird.

Obgleich im vorliegenden Dokument der Versuch unternommen wird, einige dieser Aspekte aufzugreifen, ist eine umfassende Berücksichtigung hier nicht möglich. Somit sind die in Abschnitt 2.5 genannten Techniken und Zahlenwerte nicht notwendigerweise auf allen Anlagen übertragbar. Andererseits verlangt die Pflicht zur Sicherung eines hohen Umweltschutzniveaus – einschließlich der Verminderung der weiträumigen oder grenzüberschreitenden Umweltverschmutzung, dass Genehmigungsauflagen nicht nur auf der Basis lokaler Erwägungen festgesetzt werden. Daher ist die vollständige Berücksichtigung der im vorliegenden Dokument enthaltenen Informationen von größter Bedeutung.

2.5.1 Umweltmanagementsysteme (UMS)

Eine Reihe von Umweltmanagementtechniken wird als BVT angesehen. Der Umfang (z. B. Detaillierungsgrad) und die Art des Umweltmanagementsystems (z. B. standardisiertes oder nicht standardisiertes UMS) wird im Allgemeinen von der Art, der Größe und der Komplexität der Anlage sowie der Breite der von ihr ausgehenden Umweltwirkungen abhängen.

29. BVT ist, ein Umweltmanagementsystem (UMS) einzuführen und anzuwenden, welches die folgenden Elemente (siehe Abschnitt 1.4.12 im Zementkapitel) enthält, soweit dies für die lokalen Gegebenheiten angemessen ist:

(a) Engagement der Unternehmensleitung (das Engagement der Unternehmensleitung wird als Voraussetzung für eine erfolgreiche Umsetzung der anderen Elemente des UMS angesehen)

(b) Beschluss einer Umweltpolitik durch die oberste Managementebene, welche eine kontinuierliche Verbesserung der Anlage vorsieht

(c) Planung und Einführung der notwendigen Verfahrensabläufe, Grundsätze und Ziele, in Verbindung mit einer entsprechenden Finanzplanung und Investitionen

(d) Umsetzung dieser Verfahrensabläufe, mit besonderem Augenmerk auf:
- Struktur und Zuständigkeiten
- Fortbildung, Problembewusstsein und Kompetenz
- Kommunikation
- Einbeziehung der Mitarbeiter
- Dokumentation
- effiziente Prozesssteuerung
- Wartungsroutinen
- Vorbereitung auf Notfälle und Reaktionen im Notfall
- Gewährleistung der Einhaltung der umweltrechtlichen Anforderungen.

(e) Funktionsüberprüfung und Ergreifung von Korrekturmaßnahmen, in besonderem Hinblick auf:
- Anlagenüberwachung und Messungen (siehe Merkblatt über allgemeine U berwachungsgrundsa tze, engl. *Reference Document on the General Principles of Monitoring* [151, European Commission, 2003])
- Fehlerbeseitigung und Vorsorgemaßnahmen
- Pflege der Unterlagen/Akten
- unabhängige interne Betriebsprüfungen (soweit praktikabel), um festzustellen, ob das UMS den getroffenen Regelungen entspricht, ordnungsgemäß eingeführt wurde und betrieben wird.

(f) Überprüfung des UMS und seiner weiteren Eignung, Angemessenheit und Wirksamkeit durch die Unternehmensleitung.

Im Folgenden werden drei weitere Elemente genannt, die zwar vorteilhaft sein können, ohne die ein UMS jedoch auch BVT sein kann:

- Validierung des Managementsystems und der Prüfroutinen durch eine akkreditierte Zertifizierungsstelle oder einen externen UMS-Prüfer
- regelmäßige Erstellung und Veröffentlichung (und gegebenenfalls externe Validierung) einer Umwelterklärung, die alle wesentlichen Umweltaspekte der Anlage beschreibt und einen jährlichen Vergleich mit den Umweltgrundsätzen und -zielen wie auch mit Branchenkennziffern ermöglicht
- Einführung und Anwendung eines international anerkannten, freiwilligen Systems wie EMAS oder EN ISO 14001:2004. Dieser freiwillige Schritt könnte dem UMS eine höhere Glaubwürdigkeit verleihen. Insbesondere EMAS, welches alle obengenannten Elemente enthält, bietet eine hohe Glaubwürdigkeit. Allerdings können nicht standardisierte Systeme prinzipiell genauso wirksam sein, wenn sie sachgemäß ausgestaltet und eingeführt werden.

Speziell für die Kalkindustrie ist es wichtig, die folgenden Aspekte im UMS zu berücksichtigen:

- die Umweltwirkungen einer möglichen Stilllegung von Anlagen (das ist bei der Projektierung neuer Anlagen zu berücksichtigen),
- die Entwicklung umweltfreundlicherer Techniken und die Verfolgung dieser Entwicklungen,
- soweit praktikabel – die regelmäßige Anwendung von Branchenkennzahlen (Benchmarks) in Hinblick auf Energieeffizienz, Energiesparmaßnahmen, Wahl der eingesetzten Rohstoffe, Luftemissionen, Wassereinleitungen und -verbrauch sowie das Abfallaufkommen.

2.5.2 Allgemeine primäre Maßnahmen/Techniken

30. BVT ist, durch Anwendung der folgenden Maßnahmen/Techniken einen reibungslosen und stabilen Ofenprozesses zu erreichen, der den Sollwerten für die Prozessparameter nahe kommt und sich positiv auf alle Ofenemissionen und den Energieverbrauch auswirkt:

a) Optimierung der Prozesssteuerung, unter Verwendung von computergestützten, automatischen Steuerungssystemen
b) Einsatz moderner, gravimetrischer Aufgabesysteme für feste Brennstoffe.

31. BVT ist, die dem Ofen zugeführten Stoffe sorgfältig auszuwählen und zu kontrollieren, um Emissionen zu vermeiden und/oder zu vermindern.

32. BVT ist, Prozessparameter und Emissionen regelmäßig zu überwachen und zu messen, z. B. durch:

a) kontinuierliche Messungen der Prozessparameter für die Prozessstabilität, z. B. Temperatur, O_2-Gehalt, Druck, Durchflussraten und CO-Emissionen
b) Überwachung und Vergleichmäßigung kritischer Prozessparameter, d. h. von Brennstoffzufuhr, regelmäßiger Beschickung und Sauerstoffüberschuss
c) kontinuierliche oder periodische Messungen (als Anregung: mindestens einmal monatlich, zu einer Zeit, bei der die höchsten Emissionen zu erwarten sind) der Staub-, NO_x-, SO_x-, HCl- und HF-Emissionen und des NH_3-Schlupfes (bei Einsatz der SNCR-Technik)
d) periodische Messungen der PCDD/F-, der Metall- und der Emissionen an organischem Gesamtkohlenstoff durchzuführen (zu den Metallemissionen siehe Abschnitt 2.4.8 und BVT-Schlussfolgerung Nr. 52 in Abschnitt 2.5.9).

In diesem Zusammenhang ist zu beachten, dass bei der Mitverbrennung von Abfällen die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie (WID) eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000].

2.5.3 Energieverbrauch

Allgemeine Hinweise zum Energieverbrauch sind den Abschnitten 2.3.2, 2.4.2 und 2.4.3 zu entnehmen.

33. BVT ist, den Wärmeenergieverbrauch durch Anwendung einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken zu reduzieren/zu minimieren:

a) Anwendung verbesserter und optimierter Ofensysteme und eines reibungslosen und stabilen Ofenprozesses, der den Sollwerten für die Prozessparameter nahe kommt, durch
I. Optimierung der Prozesssteuerung
II. Wärmerückgewinnung aus den Abgasen, falls anwendbar
III. Verwendung von modernen, gravimetrischen Beschickungssystemen für feste Brennstoffe
In diesem Zusammenhang wird auf Abschnitt 2.4.2 verwiesen, in dem verschiedene Maßnahmen/Techniken präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination bei Ofensystemen angewendet werden können:
b) Verwendung von Brennstoffen mit Eigenschaften, die sich positiv auf den Wärmeenergieverbrauch auswirken. Wenn fossile Brennstoffe durch Sekundärbrennstoffe ersetzt werden, dann müssen die Kalköfen und Brenner für die Verbrennung von Abfällen geeignet sein und entsprechend optimiert werden (siehe Abschnitt 2.4.4)
c) Begrenzung des Luftüberschusses.

In diesem Zusammenhang wird auch auf das Merkblatt über die Besten Verfügbaren Techniken zur Energieeffizienz verwiesen. [181, European Commission, 2008]

Die folgenden Werte für den Wärmeenergieverbrauch sind mit BVT verbunden:

Ofenart	Wärmeenergieverbrauch[1)] GJ/t
Lange Drehrohröfen (LDO, engl. *LRK*)	6,0 – 9,2
Vorwärmer-Drehrohröfen (VDO, engl. *PRK*)	5,1 – 7,8
Gleichstrom-Gegenstrom-Regenerativöfen (GGRO, engl. *PFRK*)	3,2 – 4,2
Ringschachtöfen (RSO, engl. *ASK*)	3,3 – 4,9
Mischgefeuerte Schachtöfen (MSO, engl. *MFSK*)	3,4 – 4,7
Sonstige Öfen (engl. *OK*)	3,5 – 7,0
[1)] Der Energieverbrauch hängt von der Art und Qualität des Produkts, den Prozessbedingungen und vom Rohmaterial ab.	

Tabelle 2-42: Mit BVT verbundene Werte für den Wärmeenergieverbrauch in der Kalk- und Dolomitkalkindustrie

In diesem Zusammenhang wird auf das Merkblatt über die Besten Verfügbaren Techniken zur Energieeffizienz verwiesen. [181, European Commission, 2008][37]

34. BVT ist, den Stromverbrauch durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken zu minimieren:

a) Verwendung von Energie-Managementsystemen
b) Verwendung einer optimierten Korngröße des Kalksteins
c) Verwendung von Zerkleinerungs- und anderen elektrischen Aggregaten mit einer hohen Energieeffizienz (siehe Abschnitt 2.4.2).

[37] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ein Übertragungsfehler – dieser Satz steht bereits wortgleich vor Tabelle 2-42.

2.5.4 Verbrauch an Kalkstein

Allgemeine Hinweise hinsichtlich des Kalksteinverbrauchs sind den Abschnitten 2.2.3, 2.2.3.2, 2.3.1 und 2.4.1 zu entnehmen.

35. BVT ist, den Kalksteinverbrauch durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken zu minimieren:

a) selektiver Abbau, selektive Zerkleinerung und zielgerichteter Einsatz des Kalksteins (Qualität, Körnung)
b) Auswahl von Öfen mit einer optimierten Ofentechnik, die ein breiteres Korngrößenspektrum des Kalksteins verarbeiten können, um den abgebauten Kalkstein optimal auszunutzen.

2.5.5 Auswahl der Brennstoffe

Allgemeine Hinweise hinsichtlich des Brennstoffeinsatzes sind den Abschnitten 2.3.2.1 und 2.4.4 zu entnehmen.

36. BVT ist, eine sorgfältige Auswahl und Kontrolle der dem Ofen zugeführten Brennstoffe durchzuführen, z. B. durch Auswahl von Brennstoffen mit niedrigen Gehalten an Schwefel (insbesondere für Drehrohröfen), Stickstoff und Chlor, um entsprechende Emissionen zu vermeiden/zu begrenzen.

2.5.5.1 Verwendung von Sekundärbrennstoffen

Allgemeine Hinweise hinsichtlich der Verwendung und der Auswahl von Sekundärbrennstoffen sind den Abschnitten 2.2.5 und 2.4.4 zu entnehmen. In diesem Zusammenhang ist zu beachten, dass bei der Mitverbrennung von Abfällen die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000].

2.5.5.1.1 Qualitätskontrolle der Abfälle

37. BVT ist,

a) Qualitätssicherungssysteme anzuwenden, die die Eigenschaften der Abfälle sicherstellt, und alle Abfälle, die als Brennstoff eingesetzt werden sollen, nach folgenden Kriterien zu analysieren:

I. gleichbleibende Qualität
II. physikalische Eigenschaften, z. B. Emissionsverhalten, Korngröße, Reaktivität, Brennbarkeit, Heizwert
III. chemische Eigenschaften, z. B. Chlor-, Schwefel-, Alkali- und Phosphatgehalt sowie Gehalt an relevanten Metallen

b) die Höhe relevanter Parameter bei jedem Abfall, der als Brennstoff eingesetzt werden soll, zu überwachen, z. B. den Gehalt an Halogenen (gesamt), an relevanten Metallen (z. B. Gesamtgehalt an Chrom, Blei, Cadmium, Quecksilber, Thallium) sowie an Schwefel.

2.5.5.1.2 Abfallzuführung in den Ofen

38. BVT ist,

a) geeignete Brenner einzusetzen, denen je nach Ofenart und -betriebsweise geeignete Abfälle zugeführt werden können,

b) die Öfen so zu betreiben, dass das bei der Mitverbrennung von Abfällen entstehende Gas auf kontrollierte und gleichmäßige Weise – selbst unter ungünstigen Bedingungen – für 2 Sekunden auf eine Temperatur von 850 °C erhitzt wird,

c) die Temperatur auf 1100 °C zu erhöhen, wenn gefährliche Abfälle mit einem Gehalt von mehr als 1 % an halogenierten organischen Stoffen, angegeben als Chlor, mitverbrannt werden

d) Abfälle kontinuierlich und gleichmäßig zuzuführen

e) die Mitverbrennung von Abfällen bei Betriebszuständen wie An- und/oder Abfahrvorgängen, bei denen die unter b) und c) geforderten Temperaturen und Verweilzeiten nicht erreicht werden können, auszusetzen.

2.5.5.1.3 Sicherheitsmanagement bei Verwendung gefährlicher Abfälle

39. BVT ist, ein Sicherheitsmanagement für die Handhabung, z. B. die Lagerung, und/oder die Zuführung von gefährlichen Abfällen anzuwenden (siehe Abschnitt 2.4.4).

2.5.6 Staubemissionen

2.5.6.1 Diffuse Staubemissionen

Allgemeine Hinweise hinsichtlich der diffusen Staubemissionen sind den Abschnitten 2.3.3.1.2, 2.4.5.1 und 2.4.5.2 zu entnehmen.

40. BVT ist, die diffusen Staubemissionen durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken zu minimieren/vorzubeugen:

a) Maßnahmen/Techniken für staubende Vorgänge: Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 2.4.5.1, wo mehrere Maßnahmen/Techniken präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können.
b) Maßnahmen/Techniken für Schüttgutlagerflächen: Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 2.4.5.2, wo mehrere verschiedene Maßnahmen/Techniken präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können.

2.5.6.2 Gefasste Staubemissionen aus staubenden Betriebsvorgängen

Dieser Abschnitt präsentiert BVT für Staubemissionen, die bei anderen staubenden Betriebsvorgängen als der Ofenfeuerung auftreten. Allgemeine Hinweise hinsichtlich gefasster Staubemissionen sind den Abschnitten 2.3.3.1.1 und 2.4.5.3 zu entnehmen.

41. BVT ist, ein Wartungsmanagementsystem anzuwenden, das speziell auf die Leistungsfähigkeit der für diese Staubquellen eingesetzten Filter ausgerichtet ist. Unter Berücksichtigung dieses Managementsystems ist es BVT, die gefassten Staubemissionen aus staubenden Betriebsvorgängen (siehe Abschnitt 2.4.5.3) durch Anwendung von Gewebefiltern auf weniger als 10 mg/Nm^3 (mit BVT verbundener Emissionswert) oder durch Anwendung von Nasswäschern auf <10-20

mg/Nm^3 (mit BVT verbundener Emissionswert), jeweils angegeben als Mittelwert über den Stichprobenzeitraum (Einzelmessungen über mindestens eine halbe Stunde) zu begrenzen.

Nasswäscher werden hauptsächlich bei Kalkhydratanlagen eingesetzt. Es ist zu beachten, dass bei kleinen Staubquellen (<10000 Nm³/h) ein Prioritätsansatz in Betracht zu ziehen ist[38].

Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt **2.4.5.3**, wo verschiedene Maßnahmen/Techniken präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können.

2.5.6.3 Staubemissionen aus der Ofenfeuerung

Dieser Abschnitt präsentiert BVT für Staubemissionen, die aus der Ofenfeuerung stammen. Allgemeine Hinweise hinsichtlich gefasster Staubemissionen sind den Abschnitten 2.3.3.1.1 und 2.4.5.3 zu entnehmen.

42. BVT ist, die Staubemissionen im Abgas aus der Ofenfeuerung durch Anwendung einer Abgasreinigung mit Filtern (siehe Abschnitt 2.4.5.3) zu mindern. Bei Anwendung von Gewebefiltern, ist der mit BVT verbundene Emissionswert weniger als 10 mg/Nm^3 als Tagesmittelwert. Bei Anwendung von Elektro- oder anderen Filtern, ist der mit BVT verbundene Emissionswert weniger als 20 mg/Nm^3 als Tagesmittelwert.

In Ausnahmefällen, wenn der elektrische Widerstand des Staubs hoch ist, kann der mit BVT verbundene Emissionswert höher sein – bis zu 30 mg/Nm^3 als Tagesmittelwert.

In diesem Zusammenhang ist zu beachten, dass bei Mitverbrennung von Abfällen die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000].

2.5.7 Gasförmige Verbindungen

2.5.7.1 Allgemeine primäre Maßnahmen/Techniken zur Minderung gasförmiger Verbindungen

Allgemeine Hinweise zu den Emissionen an gasförmigen Verbindungen sind Abschnitt 2.4.6 zu entnehmen.

43. BVT ist, die Emissionen von gasförmigen Verbindungen (d. h. NO_x, SO_x, HCl, CO, TOC/VOC, Metalle) im Abgas der Ofenfeuerung durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken zu mindern:

a) sorgfältige Auswahl und Kontrolle der dem Ofen zugeführten Stoffe
b) Begrenzung des Gehalts an Vorläufersubstanzen in den Brennstoffen und, soweit möglich, in den Rohmaterialien, d. h.
   I. Auswahl von Brennstoffen mit geringen Gehalten an Schwefel (insbesondere bei Drehrohröfen), Stickstoff und Chlor, soweit verfügbar (siehe Abschnitte 2.4.4 und 2.4.6.2)
   II. Auswahl von Rohmaterialien mit einem niedrigen Organikgehalt, soweit möglich (siehe Abschnitt 2.4.6.3)
   III. Auswahl von für den Prozess sowie den Brenner geeigneten Sekundärbrennstoffen (siehe Abschnitte 2.2.5, 2.4.4 und 2.5.5.1)
c) Verwendung von Maßnahmen/Techniken zur Prozessoptimierung, um eine wirksame Absorption des Schwefeldioxids, d. h. einen ausreichenden Kontakt der Ofengase mit dem Branntkalk, zu gewährleisten (siehe Abschnitte 2.3.3.3 und 2.4.3).

In diesem Zusammenhang ist zu beachten, dass bei Mitverbrennung von Abfällen die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000].

[38] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ist gemeint, dass bei der Auswahl der Entstaubungstechnik die Relevanz der jeweiligen Emissionsquelle zu berücksichtigen ist, damit aufwendigere und wirksamere Techniken prioritär bei den größeren Quellen zum Einsatz kommen.

2.5.7.2 NO_x-Emissionen

Allgemeine Hinweise hinsichtlich der NO_x-Emissionen sind den Abschnitten 2.3.3.2 und 2.4.6.1 zu entnehmen.

44. BVT ist, die NO_x-Emissionen im Abgas der Ofenfeuerung durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken zu mindern (siehe Abschnitt 2.4.6.1):

a) Primäre Maßnahmen/Techniken wie
   I. geeignete Wahl der Brennstoffe in Verbindung mit einer Begrenzung des Stickstoffgehalts in den Brennstoffen (siehe Abschnitte 2.4.4 und 2.4.6.1.4)
   II. Prozessoptimierung (Ausgestaltung der Flammenform und des Temperaturprofils, siehe Abschnitt 2.4.6.1.1)
   III. Brennergestaltung (Low-NO_x-Brenner, siehe Abschnitt 2.4.6.1.3)
   IV. gestufte Verbrennung – nur bei VDO anwendbar (siehe Abschnitt 2.4.6.1.2)

b) SNCR – nur bei Lepol-Drehrohröfen anwendbar (siehe Abschnitt 2.4.6.1.4).

Die folgenden NO_x-Emissionswerte sind mit der Anwendung von BVT verbunden:

Ofenart	Einheit	mit BVT verbundene Emissionswerte (Tagesmittelwerte, angegeben als NO_2)
GGR-Ofen, RSO, MSO, andere Schachtöfen	mg/Nm^3	100 – <350 [1) 3)]
LDO, VDO	mg/Nm^3	<200 – <500 [1) 2)]

[1)] Der obere Bereich bezieht sich auf die Erzeugung von Dolomitkalk und hartgebranntem Kalk
[2)] Bei LDO und VDO mit Schachtvorwärmer, die hartgebrannten Kalk erzeugen, kann der obere Wert bis zu 800 mg/Nm^3 betragen
[3)] Wenn die unter a) I. genannten Maßnahmen/Techniken nicht ausreichen und sekundäre Maßnahmen/Techniken nicht verfügbar sind, um die NO_x-Emissionen auf 350 mg/Nm^3 zu begrenzen, beträgt der obere Wert 500 mg/Nm^3, insbesondere für hartgebrannten Kalk

Tabelle 2-43: Mit BVT verbundene Emissionswerte für NO_x im Abgas der Ofenfeuerung in der Kalkindustrie

45. Wenn SNCR anwendbar ist, ist BVT,

a) eine angemessene und ausreichende Minderungsleistung bei stabiler Betriebsführung anzustreben
b) ein gutes stöchiometrisches Verhältnis und eine gute Verteilung des Ammoniaks anzustreben, um eine maximale Wirksamkeit der NO_x-Minderung zu erreichen und den Ammoniak-Schlupf zu begrenzen
c) die Emissionen durch NH_3-Schlupf im Abgas so niedrig wie möglich zu halten, jedoch unter 30 [1)] mg/Nm^3 als Tagesmittelwert. Die Korrelation zwischen der NO_x-Minderungsleistung und dem NH_3-Schlupf muss berücksichtigt werden (siehe Abschnitt 2.4.6.1.4 und Abbildung 2.50).

[1)] Dieser mit BVT verbundene Emissionswert beruht auf Erfahrungen aus einem Kalkwerk (vier Öfen).

2.5.7.3 SO_x-Emissionen

Allgemeine Hinweise hinsichtlich der SO_x-Emissionen sind den Abschnitten 2.3.3.3 und 2.4.6.2 zu entnehmen.

46. BVT ist, die SO_x-Emissionen im Abgas der Ofenfeuerung durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken zu mindern (siehe Abschnitt 2.4.6.2):

a) Anwendung von Prozessoptimierungsmaßnahmen/-techniken, um eine wirksame Absorption des Schwefeldioxids zu gewährleisten, d. h. eine wirksamen Kontakt des Ofengases mit dem Branntkalk (siehe Abschnitte **2.3.3.3** und 2.4.3)
b) Auswahl von Brennstoffen mit einem niedrigen Schwefelgehalt, soweit verfügbar, für den Einsatz in langen Drehrohröfen (LDO)
c) Einsatz von Absorptionstechniken (z. B. Eindüsung von Absorbentien, trockene Abgasreinigung in Verbindung mit einem Filter, Nasswäscher, Aktivkohle).

Die folgenden SO_x-Emissionswerte sind mit BVT verbundene Emissionswerte:

Ofenart	Einheit	mit BVT verbundene Emissionswerte[1] (Tagesmittelwerte, SO_x angegeben als SO_2)
GGR-Ofen, RSO, MSO, andere Schachtöfen, VDO	mg/Nm^3	<50 – <200
LDO	mg/Nm^3	<50 – <400
[1] Der Wert hängt vom SO_x-Ausgangsniveau im Abgas und von der eingesetzten Minderungsmaßnahme/-technik ab		

Tabelle 2-44: Mit BVT verbundene Emissionswerte für SO_x im Abgas der Ofenfeuerung in der Kalkindustrie

2.5.7.4 CO-Emissionen und CO-Trips

2.5.7.4.1 CO-Emissionen

Allgemeine Hinweise hinsichtlich der CO-Emissionen sind den Abschnitten 2.3.3.4, 2.3.3.4.2 und 2.4.6.3 zu entnehmen.

47. BVT ist, die CO-Emissionen durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden primären Maßnahmen/Techniken zu mindern:

a) Auswahl von Rohmaterialien mit einem niedrigen Organikgehalt, soweit möglich (siehe Abschnitt 2.4.6.3)
b) Anwendung von Prozessoptimierungsmaßnahmen/-techniken, um eine stabile und vollständige Verbrennung zu erreichen (siehe Abschnitt 2.4.6.3).

In diesem Zusammenhang sind ebenfalls die BVT-Schlußfolgerungen Nr. 30, 31 und 32 zu allgemeinen Primärmaßnahmen/-techniken in Abschnitt 2.5.2 zu beachten.

Die folgenden CO-Emissionswerte sind mit BVT verbundene Emissionswerte:

Ofenart	Einheit	Mit BVT verbundene Emissionswerte[1] (Tagesmittelwert)
GGR-Ofen, andere Schachtöfen, LDO, VDO	mg/Nm^3	<500
[1] In Abhängigkeit von den verwendeten Rohmaterialien und/oder der Art des produzierten Kalks kann der Wert höher sein, z. B. bei hydraulischem Kalk.		

Tabelle 2-45: Mit BVT verbundene Emissionswerte für CO im Abgas der Ofenfeuerung

2.5.7.4.2 Minderung von CO-Trips

Allgemeine Hinweise hinsichtlich CO-Trips sind Abschnitt 2.4.6.3 und Abschnitt 1.4.4 im Zementkapitel zu entnehmen.

48. Wenn Elektrofilter eingesetzt werden, ist BVT, die Häufigkeit von CO-Trips durch Anwendung der folgenden Maßnahmen/Techniken zu vermindern (siehe Abschnitt 2.4.6.3):

a) Reduzierung der Stillstandszeiten des Elektrofilters: Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 2.4.6.3 und Abschnitt 1.4.4, in denen verschiedene Maßnahmen/Techniken präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können.
b) Durchführung von kontinuierlichen automatischen CO-Messungen
c) Einsatz von schnellen Mess- und Regelvorrichtungen, einschließlich eines CO-Überwachungssystems mit kurzer Ansprechzeit, das sich nah an der CO-Quelle befindet.

Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 4.2.6, in dem ein Leitfaden zur Begrenzung von CO-Trips vorgestellt wird.

2.5.7.5 Emissionen an gesamtem organischen Kohlenstoff (TOC)

Allgemeine Hinweise hinsichtlich der TOC-Emissionen sind den Abschnitten 2.3.3.5 und 2.4.6.4 zu entnehmen.

49. BVT ist, die TOC-Emissionen im Abgas der Ofenfeuerung durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken gering zu halten:

a) Anwendung der allgemeinen Primärmaßnahmen/-techniken (siehe ebenfalls die BVT-Schlussfolgerungen Nr. 30 – 32 in Abschnitt 2.5.2)
b) Vermeidung des Einbringens von Rohmaterialien mit einem hohen Gehalt an flüchtigen organischen Verbindungen in das Ofensystem (außer bei der Erzeugung von hydraulischem Kalk).

Die folgenden TOC-Emissionswerte sind mit BVT verbundene Emissionswerte:

Ofenart	Einheit	Mit BVT verbundene Emissionswerte (Mittelwert über den Probenahmezeitraum)
LDO[1)], VDO[1)]	mg/Nm^3	<10
RSO[1)], MSO[1)2)], GGR-Ofen[2)]	mg/Nm^3	<30
[1)] In Abhängigkeit von den verwendeten Rohmaterialien und/oder der Art des produzierten Kalks kann der Wert höher sein, z. B. bei hydraulischem Kalk. [2)] In Ausnahmefällen können die Werte höher sein.		

Tabelle 2-46: Mit BVT verbundene TOC-Emissionswerte im Abgas der Ofenfeuerung

In diesem Zusammenhang ist zu beachten, dass bei der Mitverbrennung von Abfällen die Anforderungen der EU-Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000].

2.5.7.6 Emissionen an Chlorwasserstoff- (HCl) und Fluorwasserstoff (HF)

Allgemeine Hinweise hinsichtlich der HCl- und HF-Emissionen sind den Abschnitten **2.3.3.7** und **2.4.1** zu entnehmen.

50. Bei Einsatz von Abfällen ist BVT, die HCl- und HF-Emissionen durch Anwendung der folgenden primären Maßnahmen/Techniken zu mindern:

a) Einsatz von Brennstoffen, die einen geringen Chlor- und Fluorgehalt haben (siehe ebenso Abschnitt **2.4.1**)
b) Begrenzung der Gesamtmenge an Chlor und Fluor in den Abfällen, die im Kalkofen als Brennstoff verwendet werden sollen (siehe Abschnitte 2.4.4 und 2.4.6.5).

Der mit BVT verbundene Emissionswert für HCl ist <10 mg/Nm^3, der mit BVT verbundene Emissionswert für HF ist <1 mg/Nm^3, jeweils angegeben als Tagesmittelwert oder als Mittelwert über den Stichprobenzeitraum (Einzelmessungen über mindestens eine halbe Stunde).

In diesem Zusammenhang ist zu beachten, dass bei der Mitverbrennung von Abfällen die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000].

2.5.8 PCDD/F-Emissionen

Allgemeine Hinweise hinsichtlich der PCDD/F-Emissionen sind den Abschnitten 2.3.3.6 und 2.4.7 zu entnehmen.

51. BVT ist, Emissionen von PCDD/F durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Primärmaßnahmen/-techniken zu vermeiden oder zu mindern:

a) Auswahl von Brennstoffen mit einem niedrigen Chlorgehalt
b) Begrenzung des Kupfereintrags über die Brennstoffe
c) Minimierung der Verweilzeit der Abgase sowie des Sauerstoffgehalts in Zonen mit Temperaturen zwischen 300 bis 450 °C.

Die mit BVT verbundene Emissionswerte sind <0,05 – 0,1 ng PCDD/F I-TEQ/Nm^3, angegeben als Mittelwert über den Stichprobenzeitraum (6 – 8 Stunden).

Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 2.4.7, in dem verschiedene Maßnahmen/Techniken für vertikale und Drehrohr-Kalköfen präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können. Weiterhin ist in diesem Zusammenhang zu beachten, dass bei der Mitverbrennung von Abfällen die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000].

2.5.9 Metallemissionen

Allgemeine Hinweise hinsichtlich der Emissionen an Metallen sind den Abschnitten 2.3.3.9, 2.3.3.10 und 2.4.8 zu entnehmen.

52. BVT ist, die Emissionen an Metallen im Abgas der Ofenfeuerung durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken zu mindern:

a) Auswahl von Brennstoffen mit einem niedrigen Metallgehalt
b) Anwendung eines Qualitätssicherungssytems zur Sicherstellung der Eigenschaften der verwendeten Sekundärbrennstoffe (siehe Abschnitte 2.2.5.4 und 2.4.8).
c) Begrenzung der Materialgehalte an relevanten Metallen, insbesondere an Quecksilber

d) Anwendung effizienter Staubminderungsmaßnahmen/-techniken. Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 2.4.5.3, in dem verschiedene Maßnahmen/Techniken zur Staubminderung präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können.

Bei Einsatz von Abfällen sind die folgenden Werte für Metallemissionen mit BVT verbundene Emissionswerte:

Metalle	Einheit	Mit BVT verbundene Emissionswerte (Mittelwerte über den Stichprobenzeitraum)
Hg	mg/Nm^3	<0,05
∑ (Cd, Tl)	mg/Nm^3	<0,05
∑ (As, Sb, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V)	mg/Nm^3	<0,5
Es wurden niedrige Werte berichtet (siehe Abschnitte 2.3.3.9, 2.3.3.10.1 und 4.3.4) wenn die oben unter a) bis d) genannten Maßnahmen/Techniken angewendet werden.		

Tabelle 2-47: Mit BVT verbundene Emissionswerte für Metalle im Abgas der Ofenfeuerung

In diesem Zusammenhang ist zu beachten, dass bei der Mitverbrennung von Abfällen die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000]. Weiterhin sind in diesem Zusammenhang die BVT-Schlussfolgerungen Nr. 37 (Abschnitt 2.5.5.1.1) und Nr. 38 (Abschnitt 2.5.5.1.2) zu beachten.

2.5.10 Prozessrückstände/Abfälle

Allgemeine Hinweise zu Prozessrückständen/Abfällen sind den Abschnitten 2.3.4 und 2.4.9 zu entnehmen.

53. BVT ist,

a) die abgeschiedenen Stäube, soweit praktikabel, im Prozess wiederzuverwerten,

b) Stäube sowie nicht den Spezifikationen entsprechenden Brannt- und Löschkalk in ausgewählten handelsüblichen Produkten zu verwerten.

2.5.11 Lärm

Allgemeine Hinweise hinsichtlich Lärm sind den Abschnitten 2.3.6 und 2.4.10 zu entnehmen.

54. BVT ist, die Lärmemissionen bei der Kalkerzeugung durch Anwendung einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken (siehe Abschnitt 2.4.10) zu vermindern / zu minimieren:

a) geeignete Wahl der Standorte für laute Betriebsvorgänge
b) Einhausung der lärmverursachenden Betriebsvorgänge/Aggregate
c) Schwingungsisolierung der Aggregate
d) Verwendung von abriebfestem Material zur Auskleidung oder Verkleidung von Schüttgutrutschen
e) Schallisolierung von Gebäuden, um Betriebsvorgänge mit mechanischer Materialbearbeitung abzuschirmen
f) Errichtung von Lärmbarrieren und Bau von Lärmschutzwänden, z. B. die Errichtung von Gebäuden oder die Anpflanzung von Bäumen und Büschen zwischen den zu schützenden Zonen und den lärmverursachenden Tätigkeiten
g) Schallisolierung von Maschinenhäusern
h) Schallisolierung von Mauerdurchbrüchen, z. B. durch Einbau von Schleusen an Öffnungen für Förderbänder
i) Einbau von Schalldämpfern an Luftaustrittsstellen, z. B. am Reingasaustritt von Entstaubungseinrichtungen
j) Herabsetzung der Durchflussraten von Rohren
k) Schallisolierung von Rohren
l) Einsatz von Schalldämpfern an Abgaskaminenn
m) Isolierung von Rohren und Gebläsen, die in schalldichten Gebäuden untergebracht werden
n) entkoppelte Verbindungen zwischen Lärmquellen und potentiellen Resonanzkörpern, z. B. zwischen Kompressoren und Leitungen
o) Schließen der Türen und Fenster der eingehausten Bereiche.

2.6 In der Entwicklung befindliche Techniken für die Kalkindustrie

2.6.1 Wirbelschichtkalzinierung

Die Kalzinierung von feinkörnigem Kalkstein in einer Wirbelschicht wurde im kleinen Maßstab über viele Jahre erprobt. Sie hat einige potentielle Vorteile, unter anderem:

- die Verwendung bisher überflüssiger Anteile von feinem Kalkstein
- niedrige NO_x-Emissionen und
- niedrige SO_2-Emissionen, auch bei Einsatz schwefelreicher Brennstoffe.

Allerdings hat diese Technik keinen besonders niedrigen spezifischen Energieverbrauch, die feinkörnigen Produkte sind für viele Anwendungen nicht geeignet und der verbleibende Kalziumkarbonatanteil ist vergleichsweise hoch. Die anfänglichen Probleme beim Einsatz dieser Technik in Öfen mit einer Produktionsleistung oberhalb von 150 Tonnen pro Tag wurden anscheinend gelöst.

Abbildung 2.51 zeigt eine schematische Darstellung eines Wirbelschichtofens. Feiner Kalkstein wird einem Vorwärmerkessel zugeführt, dessen Zuluft über einen Wärmetauscher durch das Ofenabgas erwärmt wird. Der vorgewärmte Kalkstein gelangt dann in den Wirbelschichtkessel, wo sich seine Temperatur erhöht und die Kalzinierung des Kalksteins beginnt. Sobald er kalziniert ist, fließt der leichtere Branntkalk über ein Wehr in den nächsten Wirbelschichtkessel, in dem die Kalzinierung abgeschlossen wird. Danach kommt der Branntkalk in den Kühler, wo er mit Umgebungsluft abgekühlt wird.

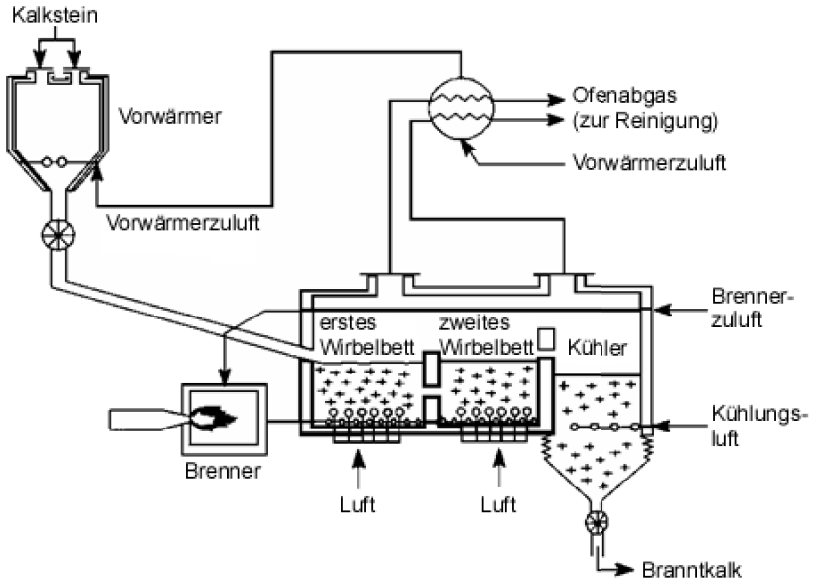

Abbildung 2.51: Wirbelschichtofen
[37, UK, 1996]

Obgleich die Wirbelschichttechnik geringere Schadstoffemissionen als bei anderen Ofenarten ermöglichen kann, hat sie sich noch nicht bewährt und kann nur feinen Kalk mit einer hohen Reaktivität erzeugen.

2.6.2 Schnellkalzinator/Zyklonvorwärmer

Die Technik, feinzerkleinerten Kalkstein über einen Zyklonvorwärmer einem Schnellkalzinator zuzuführen, wurde in der Zementindustrie entwickelt. Allerdings ist sie nur für eine begrenztes Spektrum von Kalksteinqualitäten geeignet und wird nur in einer sehr kleinen Zahl von Anlagen angewandt. In Australien sind zwei Öfen in Betrieb, die diese Technik einsetzen. Bei einem durchläuft das Produkt des Schnellkalzinators einen kurzen Drehrohrofen. Der Drehrohr ist so ausgelegt, um den $CaCO_3$-Gehalt und die Reaktivität des Kalks den Kundenspezifikationen entsprechend einzustellen.

Diese Technik eignet sich besonders für „sandigen“ Kalkstein, da der Schnellkalzinierofen Ausgangsmaterial im Bereich von 0 – 2 mm verarbeiten kann. Sie hat selbstverständlich hohe Kapitalkosten, was vermutlich ihre Verwendung auf relativ große Produktionskapazitäten (z. B. 500 t/Tag) beschränken wird.

2.6.3 Keramische Filter

Keramische Filter wurden in 2008 bei Kalköfen nicht angewandt. Allerdings können sie Staub effizient aus Abgasen mit sehr hohen Temperaturen entfernen. So erscheint es möglich, dass – etwa bei Drehrohöfen zur Erzeugung von Sinterdolomit – in Verbindung mit einer Heißgasentstaubung bestimmte Wärmerückgewinnungstechniken wirtschaftlich werden.

2.6.4 Nachverbrennung der Abgase von mischgefeuerten Schachtöfen

Zur Behandlung der Abgase von mischgefeuerten Schachtöfen kommen zwei grundlegende Minderungstechniken in Betracht:

- die rekuperative thermische Oxidation:

Der wesentliche technische Vorteil dieser Technik ist ihre vergleichbar geringe Empfindlichkeit gegenüber Staubkonzentrationen von bis zu 30 mg/Nm^3. Zudem können sich wegen der hohen Temperaturen in der Oxidationskammer keine Ammoniumsalze bilden, die zu Ablagerungen oder Korrosionsproblemen führen könnten. Allerdings erfordert diese Technik, selbst unter den besten Betriebsbedingungen, eine erhebliche Zuführung von Energie (bis zu 0.85 GJ/t Produkt). Praktische Erfahrungen zur Effizienz der Schadstoffminderung und zu den Betriebskosten dieser Technik in der Kalkindustrie waren in 2008 nicht verfügbar.

- die regenerative thermische Oxidation:

Pilotversuche mit einer kleinen regenerativen Oxidationsanlage wurden an mehreren Anlagen mit mischgefeuerten Schachtöfen durchgeführt, die verschiedene feste Brennstoffe einsetzen. Die Oxidationsanlage wurde zwischen Gewebefilter und Kamin installiert und ein Abgasteilstrom (Abgasvolumenstrom Q <1500 Nm^3/h) vom Hauptgasstrom abgezweigt, wie in Abbildung 2.52 dargestellt.

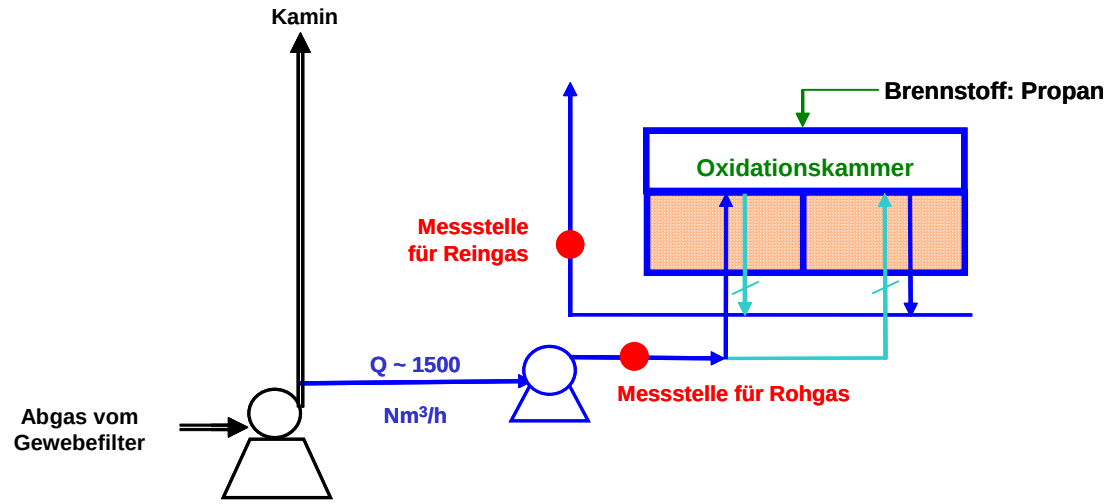

Abbildung 2.52: Beispielhaftes Fließbild für eine Nachverbrennungstechnik [54, EuLA, 2006]

Die Zusammensetzung des Abgases am Eingang und am Ausgang der Oxidationsanlage wurden über mehrere Stunden genau überwacht. Die wesentlichen Ergebnisse dieser Versuche werden in Tabelle 2.37 zusammenfassend dargestellt.

	Stoff	Durchschnittliche Eingangskonzentration (mg/Nm^3, trocken)	Durchschnittliche Ausgangskonzentration (mg/Nm^3, trocken)
Fallstudie 1	CO	4900	35
	TOC	32	0,1
	H_2S	<0,8	<0,7
Fallstudie 2	CO	14650	95
	TOC	120	0,4
	H_2S	2	<0,8
Fallstudie 3	CO	6270	51
	TOC	338	1,3
	H_2S	1,4	<1,2
Fallstudie 4	CO	10810	95
	TOC	37	0,2
	H_2S	/	/
Fallstudie 5	CO	14230	128
	TOC	34	0,3
	H_2S	20	<0,9
Fallstudie 6	CO	14450	115
	TOC	53	0,5
	H_2S	33	<0,5

Tabelle 2-48: Abgaszusammensetzungen der Pilotversuche mit einer kleinen regenerativen Oxidationsanlage an mehreren mischgefeuerten Schachtöfen (jeweils über mehrere Stunden gemessen)[39]
[54, EuLA, 2006]

Aus diesen Versuchen kann gefolgert werden, dass die Oxidationsanlage bei guter Auslegung autogen (d. h. ohne zusätzlichen Energiebedarf) betrieben werden kann, wenn die CO-Konzentration vor der Minderung einen Bereich von 1,5 bis 2 % überschreitet. In diesem Fall kann für Kohlenmonoxid, gesamten organischen Kohlenstoff (TOC) und Schwefelwasserstoff im Allgemeinen eine Minderungsleistung von 98 % erreicht werden. Die CO-Emissionskonzentrationen im Reingas sind immer <100 mg/Nm^3 [142, EnvNGO/Tebert, 2007]. Allerdings erfordert diese Technik im Gegensatz zur rekuperativen Technik sehr niedrige Staubkonzentrationen im Abgas (üblicherweise unter 5 mg/Nm^3). Wenn die Temperaturen am Ausgang zu niedrig sind (z. B. unter 200 °C), können sich Ammoniumsalze bilden. Dann ist mit einer Korrosion der Rohre und/oder unkontrollierten Staubemssionen zu rechnen. Die Versuche haben ebenfalls gezeigt, dass, wenn der CO-Gehalt den Bereich von 2 bis 3 % überschreitet, durch die Oxidation der Schadstoffe in der Oxidationskammer zu viel Energie frei wird. Dies kann beim alltäglichen Betrieb der Einrichtung zu ernsthaften Problemen führen.

Die Entscheidung über die einzusetzende Technik ist auf der Grundlage der folgenden (nicht abschließenden) Liste von Kriterien zu treffen:

- Beschaffenheit des Abgases (z. B. Volumenstrom, Gehalte an Sauerstoff, Kohlenmonoxid und gesamtem organischen Kohlenstoff, Temperatur)
- Zeitliche Variabilität dieser Parameter
- Eigenschaften des Entstaubungssystems.

Folglich hängt die optimale Lösung von den lokalen Bedingungen ab [54, EuLA, 2006].

[39] Anm. der Übersetzer: Die unvollständige Tabellenbezeichnung in der englischen Fassung wurde sinnstiftend ergänzt.

2.7 Schlussbemerkungen und Empfehlungen

Ablauf des Revisionsprozesses

Die Auftaktsitzung zur Revision des BVT-Merkblatts Zement- und Kalkindustrie fand im September 2005 statt. Die technische Arbeitsgruppe (engl. Abkürzung: *TWG*) war sich einig, den Geltungsbereich dieses Dokuments zu erweitern und als zusätzlichen industriellen Sektor die Erzeugung von Magnesiumoxid (MgO/Magnesia) über die trockene Verfahrensroute in dieses BVT-Merkblatt aufzunehmen. Nach Ablauf des Zeitraums für die Datenbeschaffung fand im Februar 2007 eine zweite TWG-Sitzung statt, um zu prüfen und sich zu einigen, welche Informationen und Daten für die Revision des BVT-Merkblatts verwendet werden sollten. Weiterhin beantragte die TWG eine Ausnahme vom allgemeinen Verfahren für den Revisionsprozess in der Form, dass die Diskussion über die Kapitel 1 – 4 und die BVT-Schlussfolgerungen in drei Kapiteln –zu Zement, Kalk und Magnesiumoxid – getrennt geführt werden kann.

Auf Basis dieses Antrags der TWG und des allgemeinen Ablaufplans für die Revision der BVT-Merkblätter vom Dezember 2005, stimmte das IEF zu, die Diskussion der Kapitel 1 – 4 und der BVT-Schlussfolgerungen in drei Kapiteln – zu Zement, Kalk und Magnesiumoxid – getrennt zu führen.

Der erste Entwurf beinhaltete die revidierten Abschnitte 1 – 4 und 6 der drei Kapitel zu Zement, Kalk und Magnesiumoxid, und wurde im September 2007 zur Kommentierung veröffentlicht. Der zweite Teil des ersten Entwurfs enthielt die Abschnitte mit den bei der Bestimmung von BVT zu berücksichtigenden Techniken (Abschnitte 1.4, 2.4 und 3.4) und die BVT-Abschnitte der drei Kapitel (Abschnitte 1.5, 2.5 and 3.5), und wurde im Mai 2008 zur Kommentierung veröffentlicht. Die abschließende TWG-Sitzung fand im September 2008 statt.

Das Projekt der ersten Revision dieses BVT-Merkblatts, welches der Wegbereiter für die Revision der ersten Runde von BVT-Merkblättern war, stieß allgemein auf hohes Interesse. Zur Zeit der Auftaktsitzung hatte die TWG mehr als 110 Mitglieder.

Auf der Grundlage des allgemeinen Ablaufplans für die Revision der BVT-Merkblätter vom Dezember 2005, beinhaltete die Revision des BVT-Merkblatts für die Zement- und Kalkindustrie keine komplette Neufassung der im Dezember 2001 veröffentlichten Dokuments, sondern eine Aktualisierung und Ergänzung um weitere Informationen, bei denen (z. B. hinsichtlich der Techniken) betrachtet wurde, ob diese sich auf die BVT-Schlussfolgerungen auswirken können. Der Informationsaustausch und die Datensammlung erfolgten auf Basis der Wünsche der TWG und der auf der zweiten TWG-Sitzung vom Januar 2007 getroffenen Beschlüsse. Der vom IEF im April 2008 beschlossene Leitfaden für die Datensammlung wurde in diesem Prozess nicht angewendet.

Verwendete Informationsquellen, Überarbeitung des Kalkkapitels und fortbestehende Lücken

Das revidierte Kalkkapitel basiert auf 35 Dokumenten mit Informationen sowohl aus der Industrie als auch den Mitgliedsstaaten. Die Berichte wurden von EuLA, dem Industrieverband, der die Mehrzahl der europäischen Kalkerzeuger vertritt, sowie den Mitgliedsstaaten Deutschland, Österreich, Frankreich, Finnland, Portugal, Italien, Spanien, Ungarn und der Tschechischen Republik bereitgestellt. Diese Berichte können als die Bausteine des revidierten Kalkkapitels angesehen werden.

Weitere hilfreiche Informationen lieferten die Besuche von Kalkwerken in Österreich, Deutschland und Finnland.

Auf der Grundlage der bereitgestellten Informationen und Daten sowie der zum Ende der Kommentierungsphasen erhaltenen Kommentare wurde dieses Kalkkapitel überarbeitet und Informationen und Daten aktualisiert. Weiterhin wurden zusätzliche Abschnitte verfasst, z. B. zum Einsatz von Abfällen als Brennstoff bzw. Rohmaterial, zu deren Verbräuchen im Prozess der Kalkerzeugung, zur Gestaltung und Technik der Kalkofenarten, zu verschiedenen Luftemissionen, zum Einfluss des Abfalleinsatzes auf das Emissionsverhalten, zu beispielhaften Kostenangaben für verschiedene Abgasreinigungsmaßnahmen/-techniken sowie zu Umweltmanagementtechniken.

Trotz der vielen, sehr hilfreichen Informationen und vieler Kommentare zu verschiedenen Aspekten, muss auf einige Datenlücken und die damit verbundenen Konsequenzen für das Kalkkapitel hingewiesen werden:

- Es fehlen Informationen zum Energieverbrauch einschließlich der besten Leistungswerte für bestimmte Ofenarten in Verbindung mit verschiedenen Produktarten; allerdings konnte der Energieverbrauch in die BVT-Schlussfolgerungen mit aufgenommen werden.
- Es fehlen Informationen zur Emissionsüberwachung und den angewendeten Messhäufigkeiten, z. B. bei periodischen Messungen.
- Zur Minderung der NO_x-Emissionen werden primäre Maßnahmen/Techniken angewandt. Zudem wurde in 2008 die SNCR-Technik bei Lepol-Öfen (eine Anlage mit 4 Öfen) eingesetzt. Diese SNCR-Anlage war probeweise insgesamt 2 Jahre in Betrieb. Für die Anwendung der SNCR-Technik in der Kalkindustrie fehlen Informationen und Daten auf der Basis längerer Erfahrungen, z. B. hinsichtlich der Minderungsleistung, den maximal erreichbaren NO_x-Emissionswerten sowie dem NH_3-Schlupf. In 2008 waren keine Informationen verfügbar, ob die SNCR-Technik über Lepol-Öfen hinaus auch bei anderen Arten von Drehrohöfen zur Kalkerzeugung anwendbar sein könnte.
- Hinsichtlich der CO-Emissionen fehlen Informationen zu den sonstigen Schachtöfen (engl. *other shaft kilns – OSK*), bei denen die mit BVT-verbundenen Emissionswerte bisher überschritten werden. Bei einigen dieser Schachtofentypen könnte die spezielle technische Beschaffenheit das Erreichen der mit BVT-verbundenen Emissionswerte für CO verhindern. Solche technischen Eigenschaften könnten von den Genehmigungsbehörden bei der Festlegung der Genehmigungsauflagen gemäß Art. 9 (4) der IVU-Richtlinie 2008/1/EC berücksichtigt werden.
- Es fehlen Informationen hinsichtlich der Häufigkeit und Dauer von CO-Trips beim Einsatz von Elektrofiltern, so dass die entsprechende BVT-Schlussfolgerung auf qualitativen Annahmen basiert.
- Es fehlen in gewissem Umfang Informationen zu den Emissionen an Metallen und dem Zusammenhang der Emissionen an Metallen (Quecksilber) mit den zu ihrer Minderung geeigneten, verfügbaren technischen Alternativen.
- Für mischgefeuerte Schachtöfen (MSO) fehlen Informationen hinsichtlich der Emissionen an organischem Gesamtkohlenstoff TOC und deren Minderung. Zudem wurden hohe CO-Emissionen aus MSO von etwa 2500 mg/Nm^3 berichtet, welche durch verschiedene Faktoren (z. B. Boudouard-Gleichgewicht, siehe Figure 2.40) beeinflusst und bedingt werden. Ihre Vermeidung kann schwierig und zu einem gewissen Grad unmöglich sein. Als eine in Entwicklung befindliche Technik könnte die Nachverbrennung der Abgase eingesetzt werden, allerdings muss diese Technik weiter entwickelt und erforscht werden.
- Als eine in Entwicklung befindliche Technik zur Kalkerzeugung wird in diesem Dokument die Wirbelschichtkalzinierung beschrieben (sie Abschnitt 2.6.1); allerdings lieferte die TWG keine Hinweise, wie diese Technik weiter entwickelt werden könnte.

Konsensniveau bei der abschließenden TWG-Sitzung

Die Schlussfolgerungen aus den Arbeiten am Kalkkapitel wurden bei der abschließenden TWG-Sitzung im September 2008 angenommen. Die wichtigsten Diskussionsthemen bei dieser abschließenden TWG-Sitzung waren die BVT-Schlussfolgerungen. Die vorgeschlagenen BVT für die Kalkindustrie wurden Schritt für Schritt diskutiert.

Bei dieser abschließenden TWG-Sitzung wurde eine weitgehend Einigkeit über die Besten Verfügbaren Techniken für die Kalkindustrie erzielt; es wurden keine abweichenden Standpunkte zu Protokoll gegeben. Daher kann der Informationsaustausch – auch in der Rückschau über den gesamten Zeitraum des Prozesses – als erfolgreich angesehen werden.

Empfehlungen für die weitere Arbeit

Der Informationsaustausch und sein Ergebnis hinsichtlich der Kalkindustrie, d. h. das Kalkkapitel in diesem Dokument, stellen einen wichtigen Fortschritt auf dem Weg zur integrierten Vermeidung und Verminderung von Umweltverschmutzungen bei der Kalkerzeugung dar. Der Prozess könnte durch weiterführende Arbeiten in folgenden Bereichen fortgesetzt werden:

- Sammlung von Daten unter Beachtung der Hinweise aus dem im April 2008 vom IEF beschlossenen Leitfaden, um die Leistungsfähigkeit bestimmter Techniken, insbesondere von BVT-Kandidaten, auf Basis anlagenbezogener Werte zu ermöglichen
- Sammlung von Daten hinsichtlich der Zusammenhänge zwischen Verfahrensart, Abfalleinsatz (Arten, Menge) und Emissionen
- Sammlung von Kostenangaben (z. B. Investitions- und Betriebskosten) zu allen Techniken, die bei der Bestimmung der BVT zu berücksichtigen sind
- Sammlung von Kostenangaben in Abhängigkeit vom Wirkungsgrad der Minderungstechniken
- Sammlung von Informationen und Daten hinsichtlich der Möglichkeiten zur Minderung des Energieverbrauchs oder der Verbesserung der Energieeffizienz
- Sammlung von Informationen zum Energieverbrauch einschließlich der besten Leistungswerte für bestimmte Ofenarten in Verbindung mit verschiedenen Produktarten
- Sammlung von Informationen zur Emissionsüberwachung und den Messhäufigkeiten bei periodischen Messungen, die zur Überprüfung der Genehmigungsauflagen durch die Behörden angewendet werden können.
- Prüfung der Revision des Merkblatts über allgemeine Prinzipien der Anlagenüberwachung (engl. *Reference Document on the General Principles of Monitoring*)
- Sammlung von Informationen und Daten zum Abfalleinsatz (z. B. Zusammensetzung, Annahmekriterien)
- Sammlung von Informationen und Daten zum Einsatz der SNCR-Technik zur NO_x-Minderung in der Kalkindustrie , z. B. Minderungsleistung, NH_3-Schlupf
- Sammlung weiterer und detaillierter Daten zu Metallemissionen und Erforschung von Techniken, die zur Minderung der Metallemissionen (insbesondere von Quecksilber) angewendet werden können
- Untersuchungen und Sammlung von Daten zur Häufigkeit und Dauer von CO-Trips bei der Verwendung von Elektrofiltern
- Bei Vorwärmer-Drehrohröfen (VDO) sind weitere Untersuchungen erforderlich, um eine Lösung zum Umgang mit Emissionen an organischem Gesamtkohlenstoff (TOC) zu finden
- Für mischgefeuerte Schachtöfen (MSO) müssen weitere Informationen zu den CO- und TOC-Emissionen gesammelt werden (insbesondere zur Entwicklung der in Abschnitt 2.6.4 beschriebenen Nachverbrennungstechniken)
- Sammlung von Informationen zur Wirbelschichttechnik zur Kalkerzeugung.

Vorgeschlagene Themen für zukünftige Forschungs- und Entwicklungsarbeiten

Insbesondere hinsichtlich der im Abschnitt „In der Entwicklung befindliche Techniken“ (Abschnitt 2.6) beschriebenen Techniken wird noch einige weitere Forschungs- und Entwicklungsarbeit erforderlich und nützlich sein, damit diese Techniken zukünftig bei der Bestimmung von BVT für die Kalkindustrie in Betracht kommen können.

Abgesehen davon initiiert und unterstützt die EU mit ihren Forschungs- und Entwicklungsprogrammen eine Reihe von Projekten zu umweltfreundlichen Techniken, fortgeschrittenen Abwasser- und Recyclingtechnologien sowie -Managementstrategien. Möglicherweise können diese Projekte hilfreiche Beiträge zu zukünftigen Revisionen von BVT-Merkblättern liefern. Die Leser werden daher ermuntert, das Europäische IVU-Büro (EIPPCB) über jegliche Forschungsergebnisse zu informieren, die für den Geltungsbereich dieses Dokuments relevant sein können (siehe dazu auch das Vorwort zu diesem Dokument).

3 MAGNESIUM OXIDE INDUSTRY (DRY PROCESS ROUTE BASED ON MINED NATURAL MAGNESITE)

3.1 General Information

3.1.1 Introduction

Magnesium oxide is the most important industrial magnesium compound with its main application in the steel and refractory industry. It is also largely used in many other industrial sectors including the food and animal feed industries. The raw materials for the production of magnesium oxide are both natural magnesium carbonate and brucite or magnesium chloride from seawater and brines.

For the production of magnesium oxide (MgO/magnesia), two general production process routes are used:

- starting from magnesium carbonate, by a high temperature decarbonisation reaction, magnesium carbonate itself may be obtained from magnesite mines (natural or dry process route)
- starting from magnesium chloride, through various processes like the high temperature hydrolysis reaction and magnesium hydroxide ($Mg(OH)_2$) precipitation. Magnesium chloride may be obtained from brines, the dissolution of magnesium rich minerals with hydrochloric acid (HCl) and seawater (synthetic or wet process route) [108, European Commission, 2006].

The use of the process route starting from magnesium chloride mentioned above (wet process route) is decreasing because the energy requirements are three times higher than those of the magnesium oxide production process starting from magnesium carbonate (dry process route). More information regarding the wet process route can be found in the Reference Document on Best Available Technique for the Manufacture of Large Volume Inorganic Chemicals – Solids and Others Industry (LVIC – S) where this wet process for the production of magnesium oxide is described [108, European Commission, 2006].

This chapter covers the production of magnesium oxide (MgO/magnesia) of which there are different types – DBM, CCM, FM (see Section 3.1.2.1.1) – by using the dry process route based on mined natural magnesite (magnesium carbonate $MgCO_3$). In Europe, brucite is not used for the production of magnesium oxide; however, the production steps and burning conditions required are exactly the same. The wet process route using magnesium chloride as the starting material is not covered within this document because of the differences in the use of process structure, techniques and raw materials.

However, in some cases such as for market reasons, these two magnesia products cannot be separated. If these cases occur, an appropriate remark is given in this document.

3.1.2 The magnesite industry worldwide and in Europe

Sintered or dead burned magnesia (DBM) is produced and traded worldwide along with caustic calcined (CCM) and fused magnesia (FM). Figure 3.1 gives an overview of the worldwide sources and the producers of magnesium oxide.

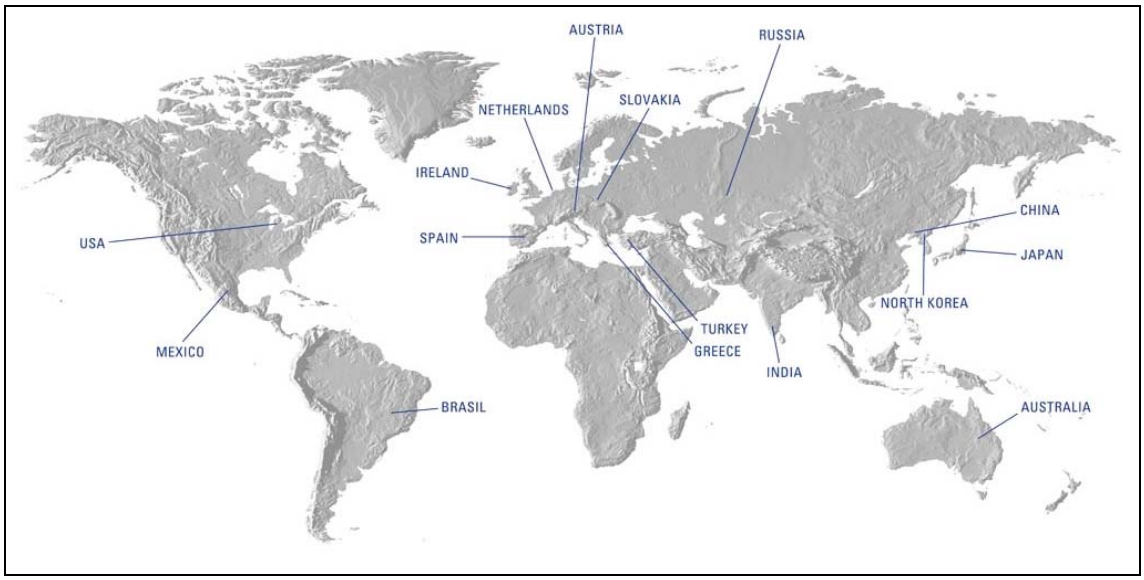

Figure 3.1: Global sources of magnesium oxide and producer countries
[109, RHI AG, 2006], [165, EUROMINES, 2006]

Figure 3.2 shows the worldwide raw magnesite production figures and production figures for the EU-25 using the dry process route from 1981 until 2003.

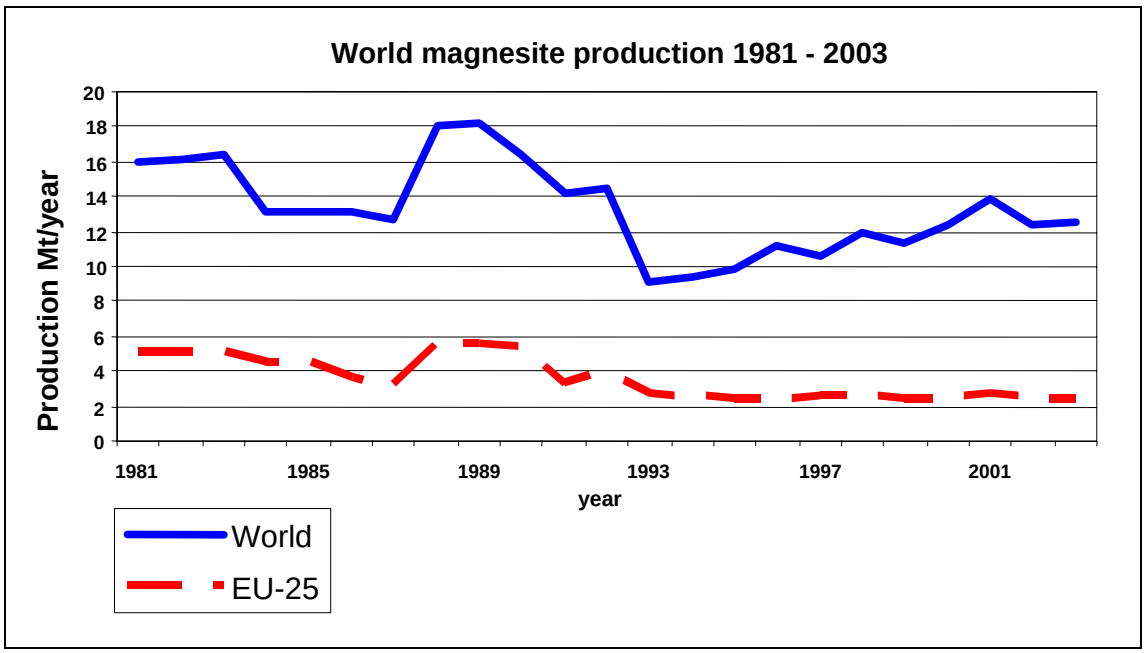

Figure 3.2: Raw magnesite production in the EU-25 and worldwide
[109, RHI AG, 2006] [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006]

Table 3-1 shows this worldwide production data from 2000 to 2005 related to the producer countries.

Country	Raw magnesite production (t)					
	2000	**2001**	**2002**	**2003**	**2004**	**2005**
Albania[1)]	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.
Australia	349933	540000	540000	553847	586393	590000
Austria	725832	680534	728235	766525	715459	693754
Brazil	300000	265749	310000	330000	350000	386759
Canada	270000	300000	200000	150000	140000	120000
China	4230000	4300000	4400000	4500000	4650000	4800000.
CIS – Asia	250000	260000	150000	120000	n.a.	n.a.
CIS – Europe	2250000	2340000	1350000	1080000	n.a.	n.a.
Columbia	7100	7000	6900	6700	6500	6300
Czech Republic[2)]	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.
DPR Korea	650000	650000	450000	580000	n.a	n.a..
Greece	492780	483296	558057	549049	499474	500000
Guatemala[3)]	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.
India	340000	330000	280000	300000	320000	380000
Iran	140000	133778	128565	91700	91700	120000
Kenya[4)]	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.
Korea	650000	650000	450000	580000	600000	800000
Mexico[5)]	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.
Nepal[6)]	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.
Pakistan	3610	3000	4430	4700	4900	3029
Philippines[7)]	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.
Poland	54830	23000	24000	33000	35000	37000
Russia (Europe)	1400000	1380000	1350000	1080000	900000	885000
Russia (Asia)	140000	138000	150000	120000	100000	95000
Serbia and Montenegro	0	0	0	73000	70000	60000
Slovakia	1535200	1537000	1464500	1640900	965900	1555000
South Africa	97446	98000	99000	100000	120000	130000
Spain	423605	438194	462200	468900	n.a.	n.a.
Thailand[8)]	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.
Turkey	2672089	2738086	2800000	3224278	n.a.	n.a.
USSR[9)]	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.
US[10)]	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.
Yugoslavia	80000	78000	75000	73000	0	0
Zimbabwe	5800	6000	6200	6400	6500	6800

For different countries, data are only available within the following periods:
[1)] Data available from 1988 – 1994
[2)] Data available from 1981 – 1994
[3)] Data available from 1984 – 1992
[4)] Data available from 1984 – 1992
[5)] Data available from 1988 – 1994
[6)] Data available from 1983 – 1992
[7)] Data available from 1984 – 1994
[8)] Data available from 1988 – 1992
[9)] Data available from 1981 – 1994
[10)] Data available from 1981 – 1983
n.a.: no data available

Table 3-1: Worldwide production of raw magnesite (magnesium carbonate) from 2000 to 2005

[109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

The world's production of magnesite was around 12.5 million tonnes in 2003. In the EU-27, about 2.3 million tonnes were produced in 2003 which was 18.4 % of the world's production. In 2003, the world's production of magnesium oxide (magnesia) by using the dry process route was around 5.8 million tonnes. In comparison to 1981, when the countries in Europe were still responsible for 32 % of the world's production, this share between world's production and EU production significantly decreased. Therefore in 1995 and 2005, the European Commission published Council Regulations on protection against dumped imports from countries not members of the European Community and imposed a definitive anti-dumping duty on imports of magnesium oxide [166, European Commission, 1995], [167, European Commission, 2005].

The estimated production of sintered magnesium oxide/magnesia in 2003 is shown in Table 3-2.

Type of magnesium oxide produced	Estimated magnesium oxide production (million t)
Natural magnesium oxide	5.8[1)]
Synthetic magnesium oxide	0.6[2)]
Total magnesium oxide production	6.4[3)]
[1)] Magnesium oxide production by using the dry process route [2)] Wet process route [3)] ∑ total production dry and wet process route	

Table 3-2: Worldwide production of sintered magnesium oxide/magnesia in 2003
[109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006]

The worldwide production of different magnesium oxide (magnesia) modifications, such as sintered or dead burned (DBM), caustic calcined (CCM) and fused magnesia (FM) varied between 6.4 and 6.7 million tonnes in 2003 due to statistical inaccuracies. Figure 3.3 gives the production distribution overview of the different modifications/types of magnesium oxide (magnesia) which was produced worldwide in 2003. The total production was 6.7 million tonnes.

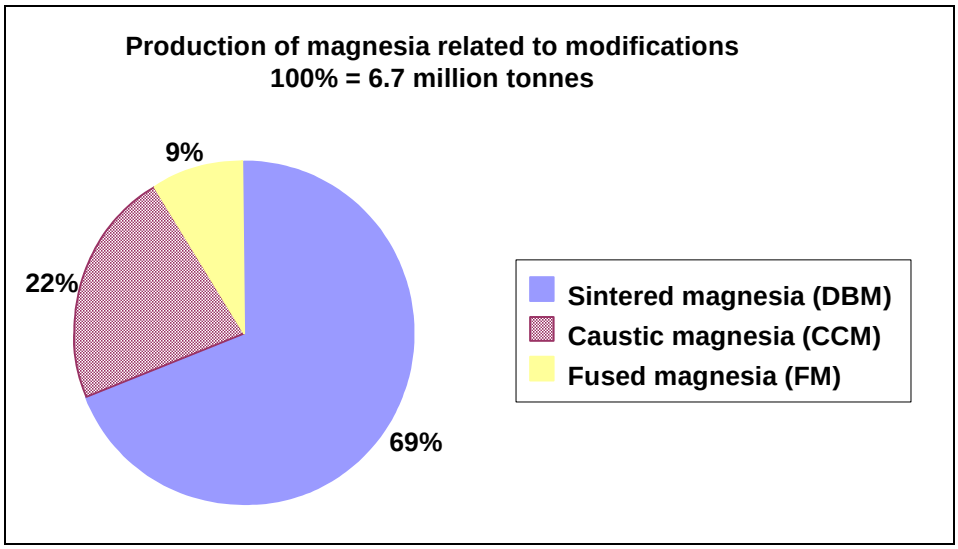

Figure 3.3: Worldwide production of magnesium oxide modifications in 2003
[109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006]

There are not so many magnesium oxide producers in the EU-27 so there is a correspondingly low number of plants producing sintered magnesia and these are shown in Table 3-3. In the EU-27, there are only known to be nine producers using 14 plants. On average, the number of kilns per plant is one to three, except for one producer who operates with eight kilns in a single plant. The economic activities of the magnesium oxide industry are restricted to a small area.

Country	Number of producers	Number of plants
Greece	1	1
Spain	2	2
Austria	2	5
Poland	1	1[1)]
Slovakia	3	5
Total	9	14
[1)] Assumption		

Table 3-3: Producers of sintered magnesia in the EU-27
[109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

Table 3-4 shows the production of raw magnesite from mines and the production of magnesia by using the dry process route in the EU-25 in 2003. More than 98 % of the mined magnesite is used for the production of the different magnesia products DBM, CCM and FM.

Country	Magnesite[1)] production in 2003 (t)	Magnesia production capacity in 2003 (t)		
		Dead burned magnesia (DBM)	Caustic calcined magnesia (CCM)	Fused magnesia (FM)
EU-25	2398574			
Greece	549049	84635	92350	
Spain	468900	60000	150000	
Austria	766525			6000
Poland	33000			
Slovakia	900000			
[1)] Mined raw ore, the raw material for magnesium oxide production				

Table 3-4: Production of magnesite and magnesia by using the dry process route in the EU-25 in 2003
[109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

Raw magnesite is traded only to a small extent. Special grades are used in the ceramics and the steel industry and as a magnesium source for the production of other magnesium compounds. In 2003, these markets represented about 2 % of the referred production of magnesite [109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006].

3.1.2.1 Types of magnesium oxide (magnesia) products

3.1.2.1.1 Magnesia

Magnesia is chemically pure magnesium oxide (MgO), also known as ‘periclase’. The melting point of magnesia is at around 2800 °C. This high melting point is the reason for the preferred use of magnesia as the raw material for refractory products which are used in high temperature processes for the steel, cement, lime, glass and non-ferrous metals industries.

Magnesia can be produced and modified as follows:

- sintered or dead burned magnesia (DBM)
- caustic calcined magnesia (causter, CCM)
- fused magnesia (FM).

The differences in these types of magnesia products are the physico-chemical characteristics. The different grades of magnesia produced are defined by chemical purity. Depending on the origin, magnesia generally contains magnesium oxide (MgO) in a range of 55 – 98 %. The most

important impurities that occur are SiO_2, Fe_2O_3, CaO and Al_2O_3. These impurities affect the quality of the magnesia product. In caustic calcined magnesia, considerable amounts of CO_2 remain in the product [67, Austria, 2006],[109, RHI AG, 2006],[110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006].

3.1.2.1.1.1 Sintered/dead burned magnesia (DBM)

Sintered magnesia (MgO = dead burned magnesia: DBM) is produced through a sinter burning process at temperature ranges of 1600 – 2200 °C. Different types are defined by the content of lime in the raw material which is in the range of <2 – 35 % and the SiO_2 content, which in general is required to be low. Special uses also require very low contents of iron. The product is characterised by a cubic crystal structure with an apparent density as a rule in the range of 3.05 – 3.45 g/cm³ and with crystal dimensions in a range of 30 – 200 µm. Sintered magnesia or dead burned magnesia is produced as grains or briquettes.

3.1.2.1.1.2 Caustic calcined magnesia (CCM)

Caustic calcined magnesia (MgO = caustic calcined magnesia: CCM) is partially de-acidified magnesite or calcinated $Mg(OH)_2$, where the original crystal modification is retained, e.g. the crystal structure of the original substance is retained during calcination at the decomposition temperature of between 600 – 800 °C and the CO_2 retention points are free (gaps in the crystal structure system). As a result, CCM has a high specific surface, which is the reason for the highly reactive behaviour of causter in comparison to DBM or FM. CCM generally occurs in loose form as powder (fine, porous) or as pieces in very loose chunks. Calcination at temperatures as high as 1300 °C is used for the production of various grades of CCM.

3.1.2.1.1.3 Fused magnesia (FM)

Fused magnesia is produced by a fusing process in an electric arc kiln by temperatures of 2800 °C. The difference between sintered and fused magnesia is, on the one hand, in the apparent density (fused magnesia has a higher density of 3.43 – 3.54 g/cm³ than sintered magnesia) and, on the other hand, on the crystal size which is in the range of 200 to 2000 µm. Fused magnesia is used as refractory material and for some special applications, such as for nuclear reactors. In Europe, fused magnesia is produced in very small quantities. Therefore, the production of fused magnesia is not described in detail in this document.

3.1.3 The use of magnesia

Sintered or dead burned magnesia is primarily used in the refractory industry. Example areas of application for refractory products using magnesia are:

- the steel industry, e.g. for electric arc furnaces, basic oxygen furnaces or other furnaces, steel converters, hot metal transport and machinery
- the cement industry, e.g. for the inlets of preheaters, cement kilns and coolers
- the non-ferrous metal industries, e.g. for furnaces
- the lime industry, e.g. for the inlets of lime kilns
- the glass industry, e.g. for melting furnaces, regenerator chambers.

For caustic calcined magnesia, the main applications can be found in:

- the agricultural industry as feed or fertiliser
- the steel production industry as slag conditioner
- the construction industry as floor covering and for insulation
- the manufacture of cellulose, paper, chemicals, pharmaceuticals, flame-proofing and sweeping materials
- the environmental protection industry.

Based on a worldwide magnesia production of 6.7 million tonnes in 2003, Figure 3.4 shows the sector specific consumption of magnesia in different industries including the synthetic magnesia industry. Magnesia is mainly used for the production of refractory products. 65 % of magnesia used for refractories is produced in order to be used in the steel industry, 15 % in the cement industry, 7 % of magnesia production is used for other refractory applications, such as in the non-ferrous metals industries or in the glass industry and finally 13 % of total production is used for other applications. These other applications are very varied and a total of 80 applications are known – most of them are for CCM. The main applications can be found in agriculture as feed or fertiliser, in the construction industry as floor covering and for insulation, in the manufacture of cellulose, paper, chemicals, and pharmaceuticals, flame-proofing and sweeping materials as well as in environmental protection.

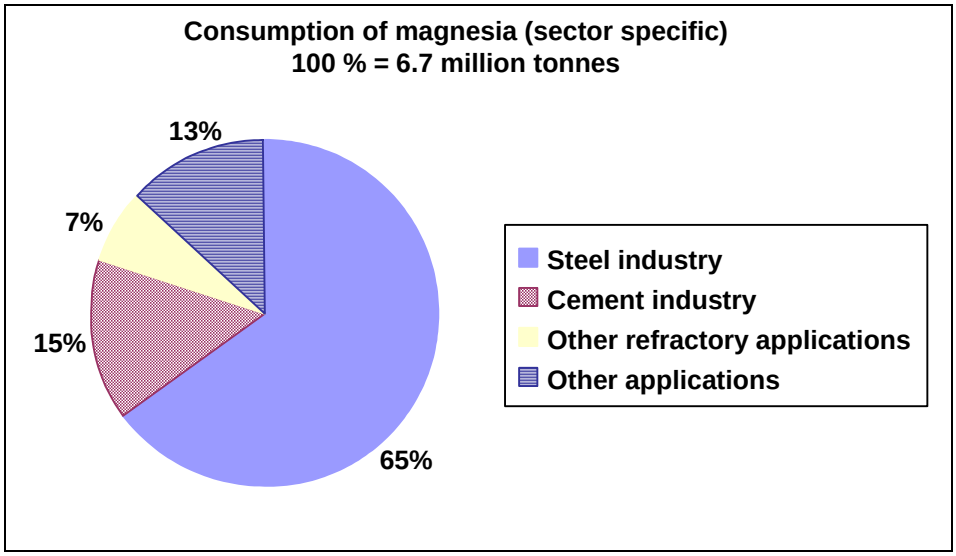

Figure 3.4: Sector specific consumption of magnesia worldwide in 2003
[109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006]

No statistics/assessments are available showing the distribution and the use of natural magnesia. However, it can be assumed that there are no significant differences to synthetic magnesia.

Worldwide, the specific use of refractory products containing magnesia is decreasing; however, worldwide steel production is increasing with the result that, from a global perspective, the demand for refractory products containing magnesia is still continuously increasing as shown in Figure 3.5. This figure also includes magnesia (MgO) used for slagging (10 % of the overall MgO consumption).

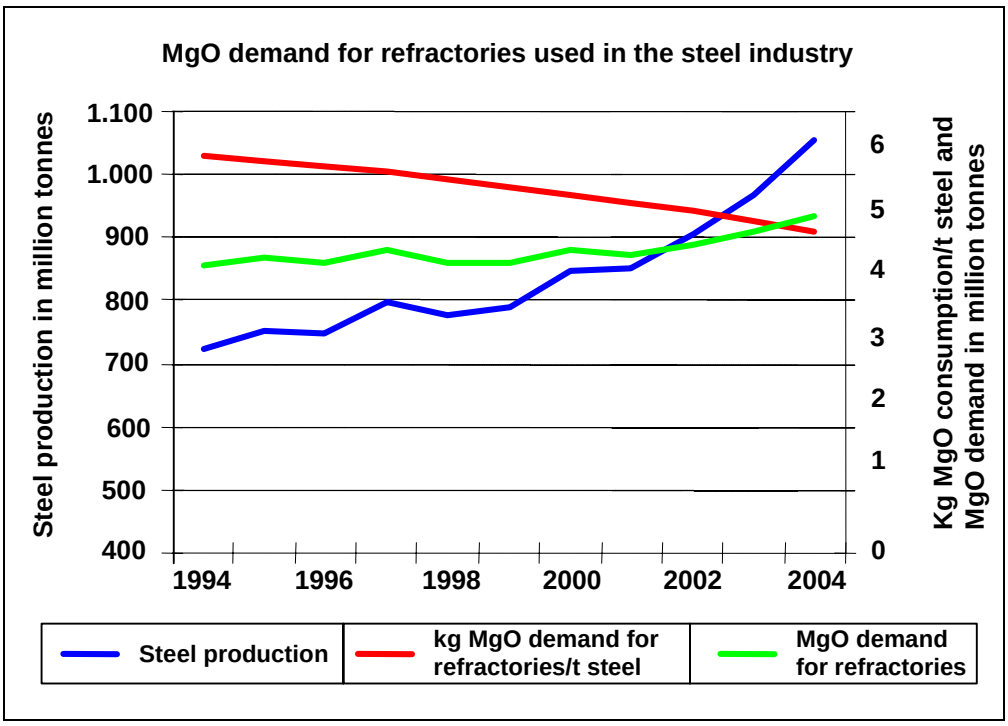

Figure 3.5: Worldwide magnesia demand for the production of refractories used in the steel industry
[109, RHI AG, 2006] [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006]

In 1994, worldwide production of raw steel was around 700 million tonnes while in 2005, steel production capacity achieved more than 1000 million tonnes. In the same period, the specific magnesia demand continuously decreased (-24 % between 1994 and 2004) from around 5 to 4.2 kg/t steel. However, globally seen and in combination with the increased steel production worldwide, the requirements for magnesia and also magnesite are increasing continuously. Parallel to an increased use of magnesia in the steel industry, the production of magnesite has also increased from 9.4 (1994) up to 12.5 (2003) million tonnes per year, as also shown in Figure 3.2 [67, Austria, 2006], [109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006], [168, TWG CLM, 2007].

3.2 Applied processes and techniques

3.2.1 Raw materials and preparation

For the production of magnesia products (DBM, CCM, FM), the most important raw materials are:

- magnesite (magnesium carbonate) = $MgCO_3$ (dry process)
- brucite (magnesium hydroxide) = $Mg(OH)_2$ (dry process)
- bischofite (magnesium chloride) = $MgCl_2 \cdot 6\ H_2O$ (wet process)
- seawater and dolomite (wet process).

This document only covers the dry process route for the production of dead burned magnesia from magnesite, since the use of magnesium hydroxide (brucite) only plays a minor role. The production process based on magnesium chloride, the wet process route, will not be covered within this document. More information regarding the wet process route can be found in the Reference Document on Best Available Technique for the Manufacture of Large Volume Inorganic Chemicals – Solids and Others Industry (LVIC – S) where this process for the production of magnesium oxide is described [108, European Commission, 2006].

The raw materials are mined from open pit and underground mines and the first size reduction and preliminary treatment is achieved during the mining operation. Standard processing units are used for the preparation of raw materials such as crushing, grinding or milling and sieving plants. Depending on the nature of the rock, e.g. hardness, sizes, various types of primary and secondary crushers are used. However, the size of the stones should not be too small and only a small amount of fines should be the result.

For preparing magnesite, heavy sludge preparation is sometimes used. Raw materials are sometimes washed in order to exclude impurities. Furthermore, permanent magnet separators are used for magnetic preparation tasks.

Sintered or dead burned magnesia is usually ground, milled and, to some extent, handled magnetically following the firing process. Caustic calcined magnesia is often milled following the firing process and is then a finished product. Different types of machinery can be used in the milling process, e.g. ball mills, roll mills, swing mills and high pressure grinding rolls. Briquette presses are usually used for the production of causter briquettes (two-phase heat treatment).

The mining process is also not covered in this document. Useful information regarding mining/quarrying can be found in the Reference Document on Best Available Techniques for Management of Tailings and Waste-Rock in Mining Activities [47, European Commission, 2004].

3.2.1.1 Magnesite

The term ‘magnesite’ denotes natural magnesium carbonate ($MgCO_3$). Magnesite is partially derived from rock formation materials and it mostly occurs together with dolomite and forms deposits, which are generally very old (>400 million years old). In Europe, magnesite can be found in many places; however, few deposits of commercial value and producers exist. One of the largest deposits known is in the greywacke zone (‘Grauwacken zone’) in the ‘Alps’ mountains. Generally, two types can be distinguished, differing mainly in their iron content as follows:

- spar magnesite (type Veitsch, iron rich with 4 – 6 %)
- gel magnesite (type Kraubath, with a low iron content of <0.5 %).

Spar magnesite is characterised by crystal or surface crystal formations (macrocrystalline type) and typically the content of iron is high. Usually, the content of Fe_2O_3 ranges between 5 and 8 %. The formation is usually metasomatic, i.e. one mineral was replaced by another without melting and the chemical composition was changed by fluid interactions. Significant deposits are found in Austria, Slovakia, North Korea, Brazil, the Asian parts of the CIS countries and China, where, to some extent, the raw material also contains a low amount of Fe_2O_3.

Gel magnesite does not have a macroscopic structure (microcrystalline or cryptocrystalline type). Its formation is a result of changes that have occurred in magnesium rich rocks (largely serpentine). The iron content is very low at less than 1 %. Significant deposits are found in Turkey, Greece and Australia.

3.2.2 Fuels

In 2007, the following different types of fuels were mainly used in the firing process:

- natural gas
- petroleum coke (petcoke)
- heavy fuel oil.

However, depending on the availability and economics, other fuels are also used, such as anthracite or coal. There is a good relationship between the efficiency and the price of petroleum coke (see also Section 3.4.5 and Abbildung 3.13). However, because of the high thermal energy demand and the high temperatures required for the production process, it is necessary in some cases to add other combustibles.

Air is usually added to the combustion process. When high temperatures are required for the sinter or dead burn process, the combustion air could be enriched with technically pure oxygen.

In 2007, waste material was not used as fuel due to the impurities that would then have been found either in the product or in the exhaust gases. Most of the products have to be pure and clean, without any impurities. The use of waste may have an effect on the product quality that has to be avoided because the refractory characteristics of the sintered or dead burned magnesia to be used for refractory bricks would be reduced. However, for the future and due to new measures/techniques for co-incinerating waste materials and due to certain magnesia products, the magnesium oxide industry considers the use of different types of waste, e.g. plastics or wood. In this context, general and quality control aspects for the use of waste in both the cement and lime sectors can be found in Sections 1.2.4 and 2.2.5 of this document respectively.

3.2.3 General description of the production process of magnesia from magnesite (naturally sintered/dead burned magnesia)

Magnesia is produced by firing the treated and prepared natural stone raw material in a multiple hearth furnace (MHF), a shaft kiln or a rotary sintering kiln. The chemical reaction can be expressed as follows:

$$MgCO_3 \rightarrow MgO + CO_2$$

The chemical reaction is endothermic, depends on a high firing temperature and is very energy intensive. The input of energy is high ($\Delta H = + 113$ kJ/mol MgO). The process starts at a temperature of around 550 – 800 °C where the magnesite is de-acidified and carbon dioxide is released. The result from this reaction is the product caustic calcined magnesia (CCM), so-called ‘causter’. In the next process step, CCM is further heat treated (fired) at temperatures of between 1600 to 2200 °C in one or two phases to sintered or dead burned magnesia. The tempera-

tures, along with the duration of the treatment, are the decisive controlling factors in obtaining a product which is well crystallised and which can achieve a high density. In this process, the crystal system of the magnesite (trigonal) changes to a cubic structure and a high increase in density is achieved.

The process scheme of the natural pathway for the production of the different types of magnesia is shown in Figure 3.6.

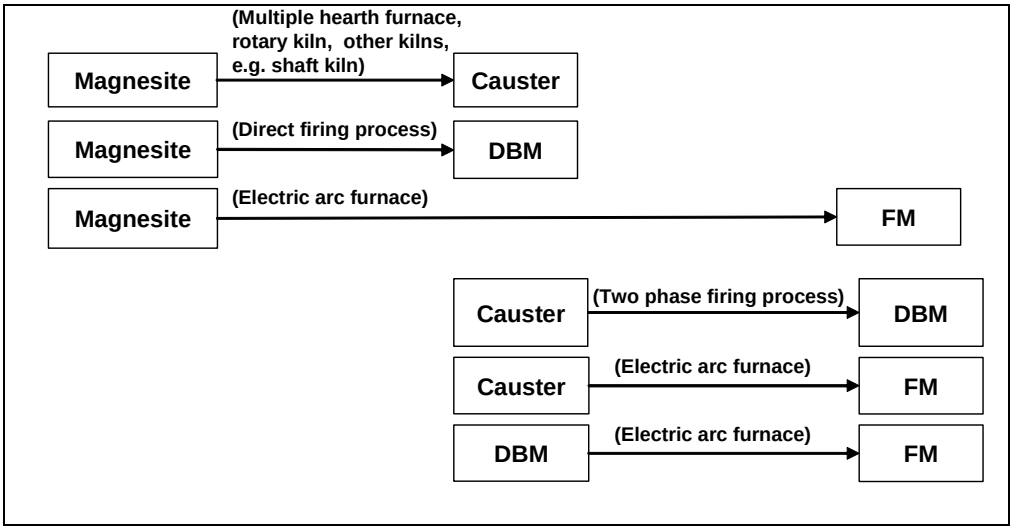

Figure 3.6: Process scheme of the natural pathway for magnesia production [67, Austria, 2006], [109, RHI AG, 2006] [165, EUROMINES, 2006]

3.2.3.1 Firing processes

3.2.3.1.1 Direct firing process (single phase firing)

Raw magnesite is burned to sintered or dead burned magnesia in only one cycle by using shaft or rotary sintering kilns. The advantage of this process is that the energy requirement is lower compared to the two phase heating process. However, the qualities of the sinter product depend on the raw material and cannot be changed by adding different materials such as, e.g. zirconium dioxide or chrome oxide.

The first process is generally performed with the raw material being analysed in batches and then separated and stored in quality classes. A cycle of charges is made by mixing different quality classes from raw materials. This raw material mix is then fired in a shaft or rotary sintering kiln by temperatures of between 1450 and 2200 °C. The product is so-called 'raw sinter'. After this firing process, this raw sinter magnesia can be further processed and treated.

3.2.3.1.1.1 Preparation of the 'raw sinter'

In most cases, preparation and treatment of 'raw sinter' is necessary. Iron rich magnesia is prepared and treated in two stages:

- crushing and milling (density, chromatic, flotation; treatment before the kiln burning process)
- magnetic preparation (treatment after the kiln burning process).

Finally, the cooled raw sinter can be treated magnetically at an ambient temperature. The separating characteristic is the lime content of the sinter material. A low lime content of the sinter

material is a requirement for the production of moulded refractory products (bricks). Magnetic separation is carried out by using either a permanent magnet separator or an electromagnetic separator. Magnesia ferrite ($MgFe_2O_4$) is a mineral phase that is used as the magnetising carrier which is formed when the magnesia cools down from temperatures of 1200 to 900 °C.

The decisive principle in this process is: the faster the cooling process, the more the magnesia ferrite is formed. Thus this results in an improved magnetic preparation process, i.e. the more magnesia ferrite that is available the better and the magnetic preparation process is improved.

A physical characteristic is used that in CaO poor material, more magnesia ferrite is formed than in CaO rich material. The separation is made through the relative proportion of magnesia ferrite. Thus, the CaO poor particles are more strongly magnetisable and have a better stickability to the magnetic drum than the CaO rich particles.

The result of this magnetic sinter preparation is:

- CaO poor sintered magnesia (magnesia ferrite rich with good magnetising properties) and
- CaO rich sintered magnesia (higher CaO content with poor magnetising properties).

The output varies significantly in dependence on the raw sinter charge and the position of the separator on the drum discharge.

Figure 3.7 shows an example process diagram of magnesia production using the dry process route.

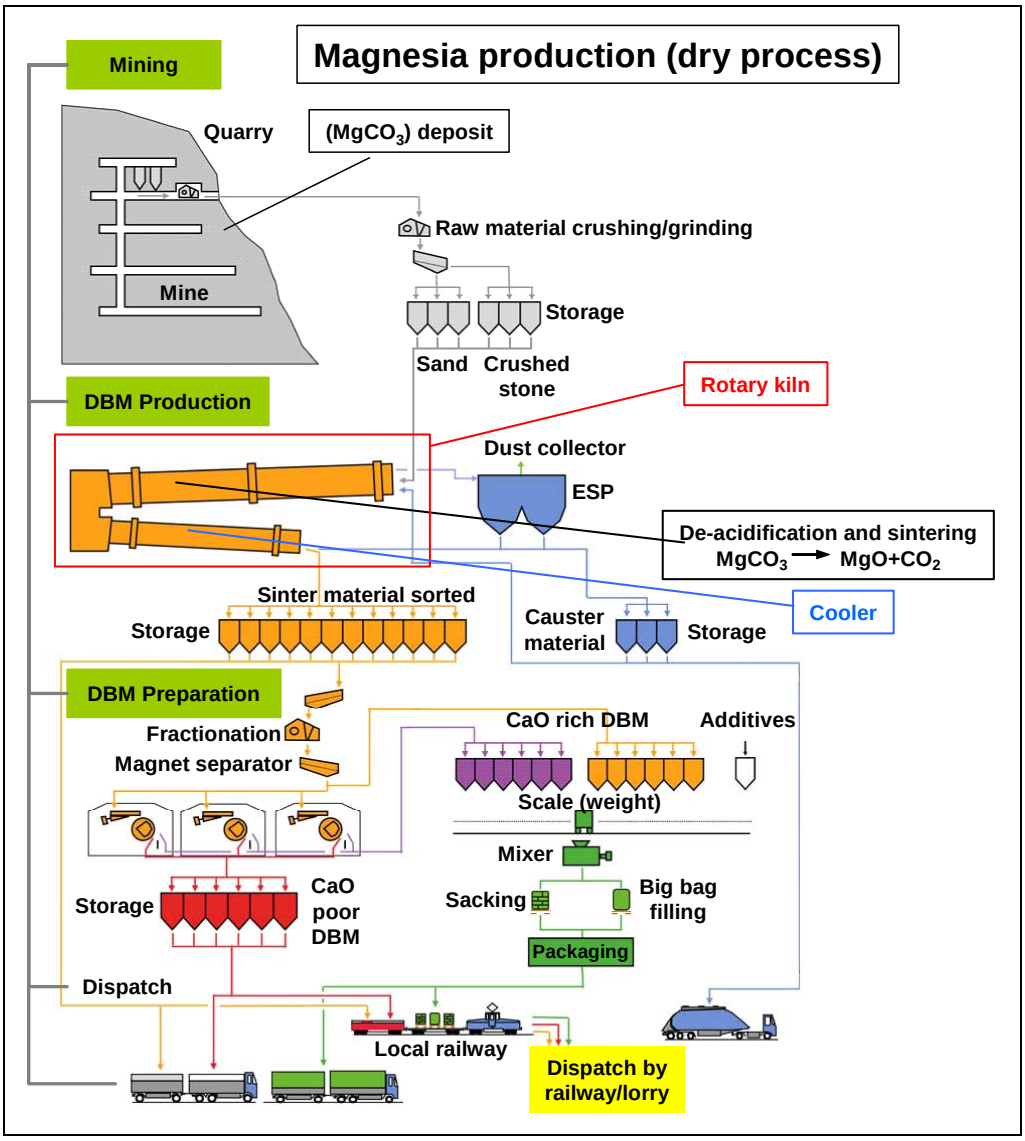

Figure 3.7: Example process diagram of magnesia production using the dry process route from a DBM plant

[109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006]

3.2.3.1.2 Two phase firing process

Various units and kiln types can be used in the first step of this process such as overlying bed type kilns, shaft or rotary sintering kilns, multiple hearth furnaces (MHF) and especially constructed kiln types to produce the caustic calcined magnesia (CCM).

First of all, the raw magnesite is de-acidified in a kiln by temperatures of up to 1000 °C. The caustic calcined material (CCM) can then be ground. Grinding is very important for the achievement of a high density DBM. This ground material is formed into briquettes which are then burned in a rotary or a shaft kiln to sintered/dead burned magnesia (DBM).

In contrast to the single phase firing process, the characteristics of the sintered material can be influenced significantly in crystal size and unprocessed density by the addition of various materials, the so-called ‘doping agents’ such as, e.g. chromium oxide, zirconium oxide.

3.2.3.2 Types of kilns – techniques and design

Various types of mineral deposits demand, to some extent, very varied production methods. It has to be noted that no standard kiln unit exists for the production of magnesia from magnesite (natural process). Furthermore, standardisation in the processes and techniques used do not exist as well. However, a wide range of processes, techniques and kilns are used for the production of magnesia.

The type of kiln to be used is determined by different parameters, such as:

- characteristics of magnesite which is available at the site
- type of product which is produced (sintered magnesia, fused magnesia, caustic magnesia)
- quality and characteristics of the product, e.g. density, purity, crystal size
- price and/or availability of the fuels used.

The kiln type is very often specific to the raw material itself and production capacities, and the quality of the product depends very much on the kiln type and the type of process. Different types of kilns can be used, but rotary or shaft kilns are the most commonly used kilns. For the single phased heat processing of sintered magnesia, shaft or rotary sintering kilns (long rotary kilns, Lepol kilns) are used. By using a two phase process for producing sintered magnesia, for the first phase, the same types of kilns are used as for pure caustic production, such as shaft or rotary sintering kilns. Furthermore, for the subsequent sintering process, shaft or rotary kilns are used. Rotary kilns, overlying bed type kilns and especially constructed kiln types are used for the production of caustic calcined magnesia. Electric arc furnaces are used for the production of fused magnesia. These kiln facilities (except electric arc kilns and especially constructed kiln types) use the counter flow principle in order to achieve high energy efficiencies.

In shaft kilns usually coarse broken magnesite with grain sizes of more than 50 mm or CCM briquettes can be used. Fine grain magnesite is either fired in rotary kilns or is caustered, made into briquettes and fired in shaft kilns or in rotary kiln or is dumped, as shown in Figure 3.8.

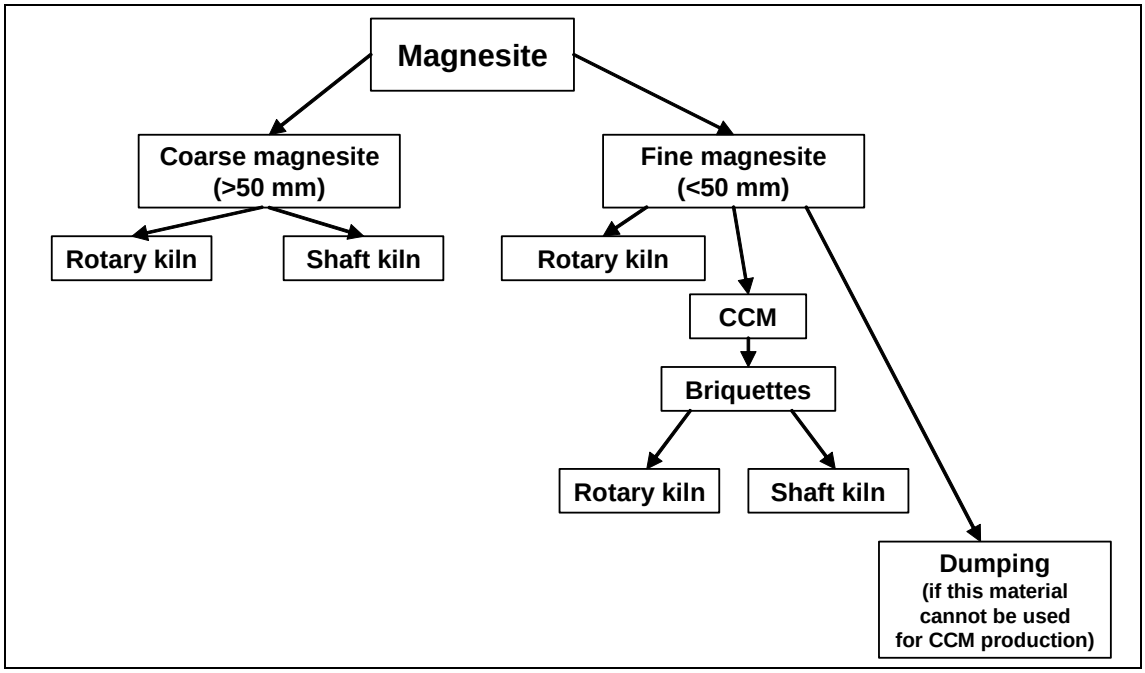

Figure 3.8: Pathway of coarse and fine magnesite for magnesia production [109, RHI AG, 2006], [165, EUROMINES, 2006]

3.2.3.2.1 Rotary kilns

3.2.3.2.1.1 Rotary kilns with a preheater

In rotary kilns with a preheater (Lepol kiln), raw materials are fed into the feeding and preheating zone of the kiln via a preheating grid. First of all, raw materials are preheated and partially de-acidified by hot exhaust gases by the counter flow principle. The partially de-acidified magnesite is moved into the kiln where de-acidification is completed before the burning zone of the kiln. During the preheating phase, parts of the raw materials in the form of fine-grained MgO causter fall through the Lepol grid and are then directly fed into the burning zone of the kiln. In the burning zone, the materials are sintered by temperatures of between 1600 and 2200 °C. The kiln cycle time is between 8 and 16 hours. For further processing, the sintered material is cooled down to 200 °C in the cooling zone of the kiln. The operating principle of a rotary kiln with a preheater used for the dry process of magnesia production is shown in Figure 3.9. Rotary kilns with a preheater used for the production of sintered/dead burned magnesia (DBM) have a length of between 60 and 80 m and a diameter of between 2 and 4 m [67, Austria, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [109, RHI AG, 2006], [165, EUROMINES, 2006].

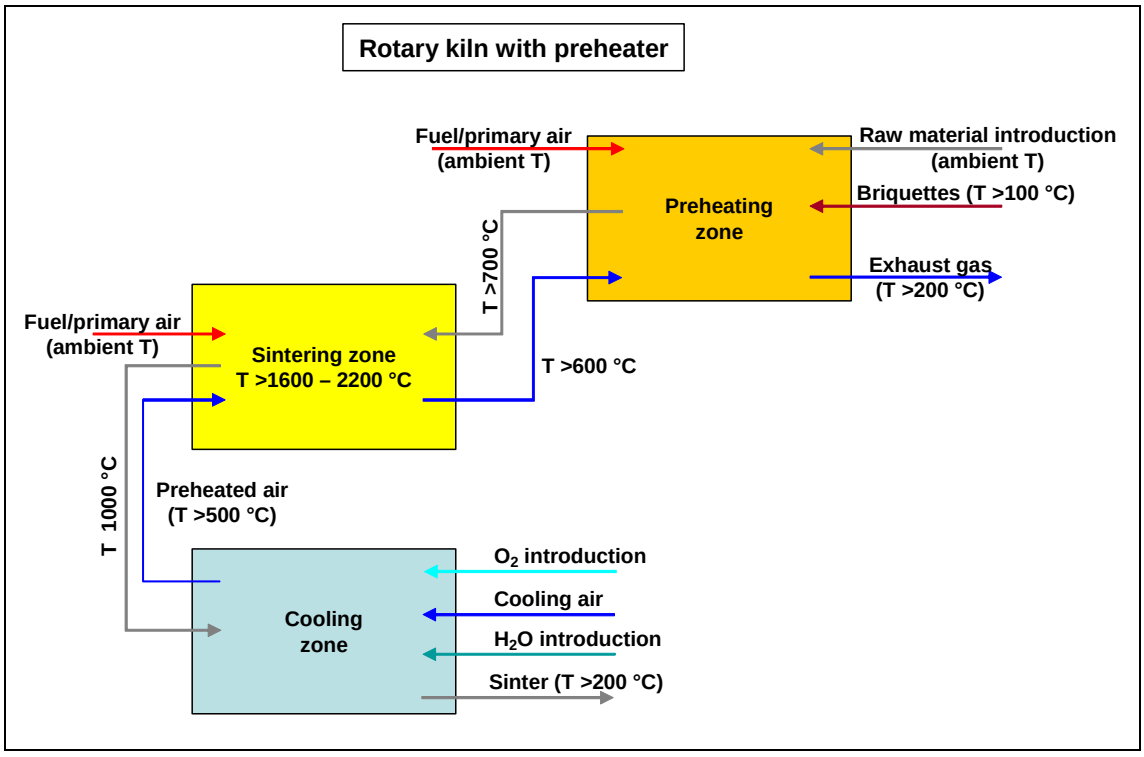

Figure 3.9: Operating principle of rotary kilns with a preheater in magnesia production [109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006]

3.2.3.2.1.2 Long rotary kilns

In long rotary kilns, preheating, de-acidification and sintering take place entirely inside the kiln. This is very largely the reason why this kiln type is significantly longer than rotary kilns with a preheater. Long rotary kilns used for DBM production have a length of between 80 and 120 m and a diameter of between 2 and 4 m.

As a result of the rotation and the horizontal declivity of the kiln, the materials in the kiln are transferred to the sintering zone and are preheated and de-acidified, as a result of the exhaust gas temperature profile before reaching the sintering zone. The sintering process takes place in the sintering zone of the long rotary kiln at temperatures of between 1600 and 2200 °C where

the magnesia sinter material obtains the required density. At the kiln discharge, the product is transported into the cooling tube. Cooling takes place by using a secondary air current that is sucked in by the counter flow principle. This preheated air from the cooler is then used again as combustion air. Figure 3.10 shows the operating principle of a long rotary sintering kiln used for the dry process of magnesia production.

The cooled sintered product is transported by transport conveyor to further processing.

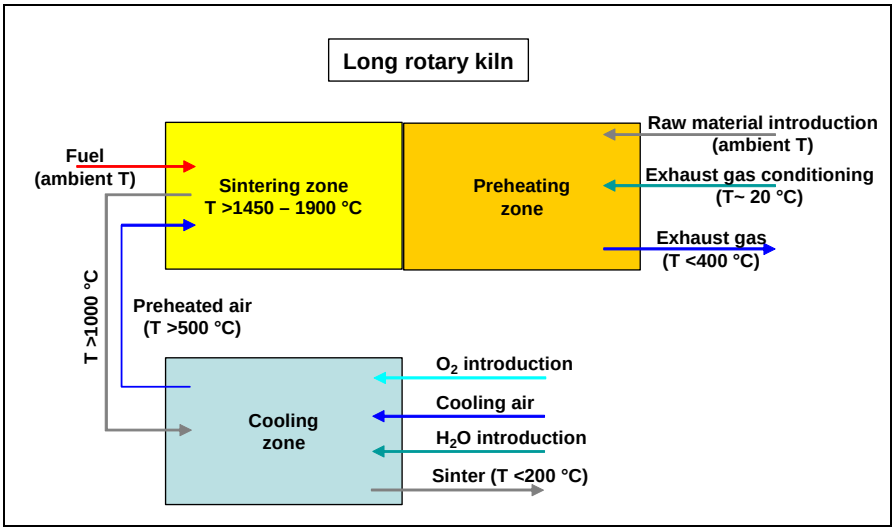

Figure 3.10: Operating principle of long rotary kilns in magnesia production
[109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008] [165, EUROMINES, 2006]

3.2.3.2.2 Shaft kilns

Different types of shaft kilns can be used for magnesia production.

3.2.3.2.2.1 Shaft kilns with a rotating plate

Fine ground refractory raw material which is prepared in defined mixtures, is placed in a rotating pelleting drum formed into pellets (Ø 20 – 30 mm) by adding water. The pellets are dried in a continuous flow process before they are fired in a shaft kiln to temperatures of approximately 1750 ºC. The sinter product is discharged via a rotating plate and stored in an intermediate storage prior to further processing. The operating principle of a shaft kiln used in magnesia production is shown in Figure 3.11.

Also natural magnesite rock with a size of between 20 – 200 mm can be burned by using this process.

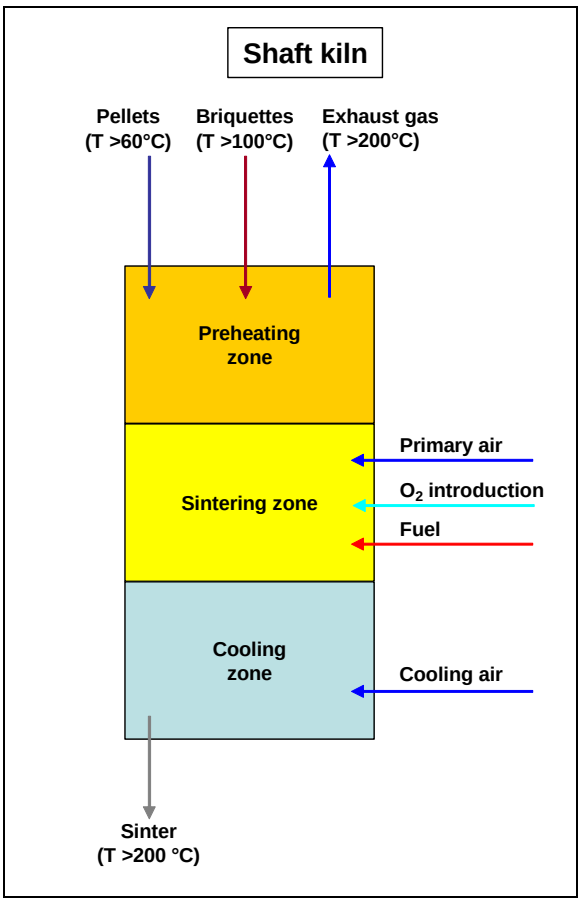

Figure 3.11: Operating principle of shaft kilns in magnesia production
[109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006]

3.2.3.2.2.2 Shaft kilns with a rotating grate

By using this type of shaft kiln, a special type of briquettes is produced. The briquettes have a composition of caustered magnesite and chrome ore and are pressed in a roller bricking process by adding water as a binder. In order to achieve the required sinter quality in this type of kiln, temperatures of 2200 °C are used. Furthermore, an oxygen enriched combustion air blast is required for this purpose. In the kiln, the compact material column is transported by a rotating discharge and is then discharged from the kiln.

This sinter product is finely ground and sieved before it is further processed into refractory products.

3.2.3.2.2.3 Double shaft kiln

By using this kiln type, raw magnesite is placed into one shaft at the top of the kiln, the so-called 'preheating shaft' where raw magnesite is preheated and de-acidified. Following the preheating zone, the shaft is divided into two sections – called the double shaft – where sintering and the cooling processes take place. After passing the preheating zone, the raw magnesite is sintered by temperatures of 1600 – 2200 °C. In the cooling zones at the bottom of the double shaft kiln, the sintered magnesia product is cooled down to temperatures of less than 200 °C by using cooling air. The cooled sintered magnesia product is then discharged from the kiln. Figure 3.12 shows the operating principle of a double shaft kiln used in magnesia production.

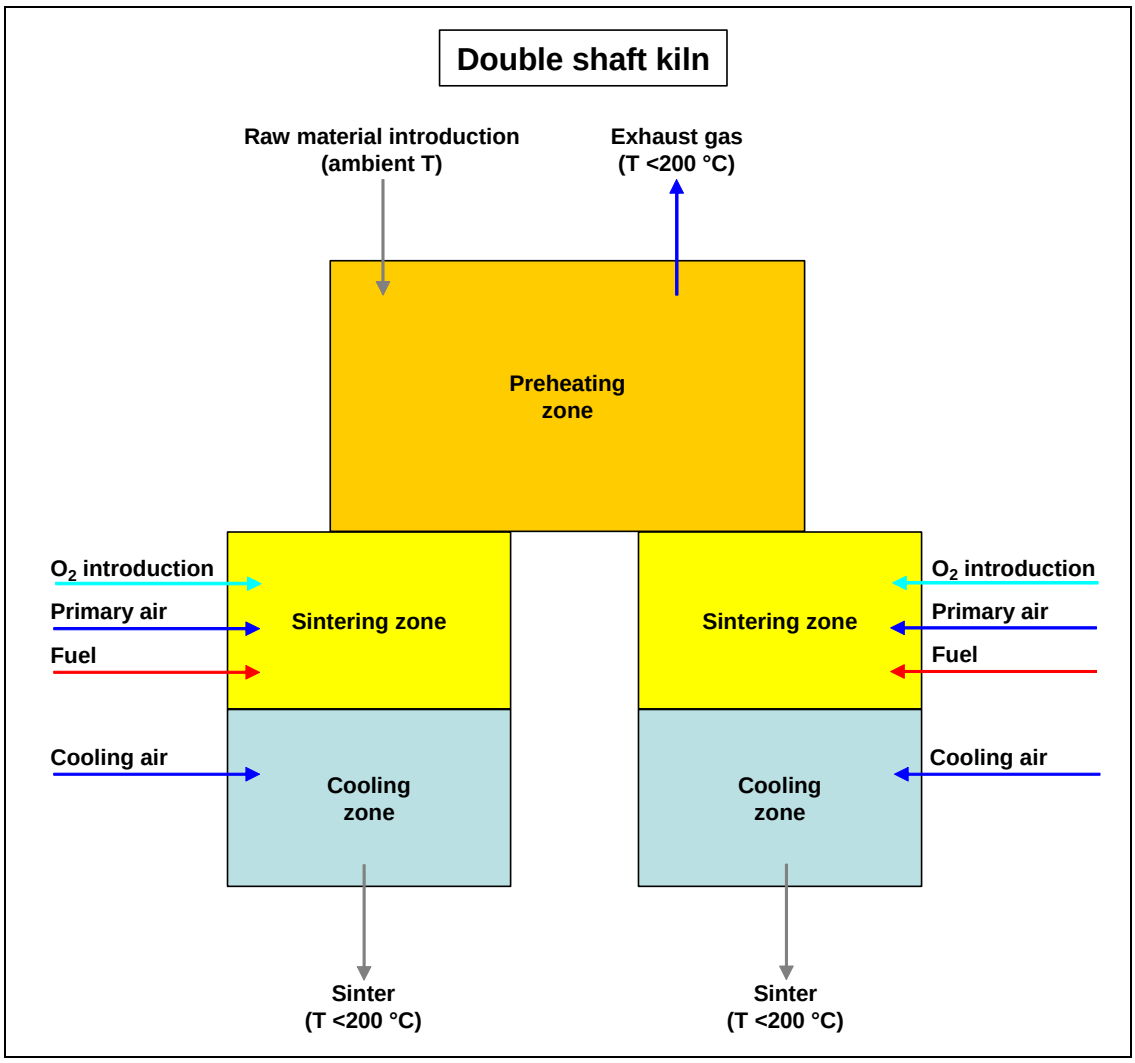

Figure 3.12: Operating principle of double shaft kilns used in magnesia production [109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006]

3.2.4 Production of fused magnesia

Fused magnesia is produced in special electric arc kilns which operate in batch processes. In principle, the kiln consists of a platform car where the kiln outlet (frustum) is placed.

The raw material is fused inside this kiln outlet by an electric arc which is fired between two graphite electrodes. The fusing process is vertical from the bottom to the top. During the fusing process, the raw material is fed in batches into the kiln from the top. No casting is done. The fused material remains on the platform car within the frustum where the cooling process takes place as well. After fusing, the car is moved from the electrodes and the next cycle can start. Some 5 to 8 tonnes of fused magnesia are generally obtained per product block. Raw stone, caustic calcined or sintered/dead burned magnesia can be mixed and used as the raw process material. It has to be noted that during the cooling process impurities form at the edges (in the crust) and the chemically purest parts are available in the centre of the fused product block.

After cooling, the product block is toppled, reduced in size by grinding and is often sorted manually. The main production country is China. However, a few production locations can also be found within the European Union where the quantities produced are very low. Because of this, details regarding the production of fused magnesia is not covered in this document [109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006].

3.3 Current consumption and emission levels

The main environmental issues for the production of different types of magnesia are the use of energy and emissions to air. The burning process of magnesia is the principal user of energy and the main source of emissions. The secondary grinding process as well as subsidiary operations (such as crushing, screening, conveying, storage and discharge) can also be significant.

It has to be noted that, if not otherwise mentioned in this document, for this section concerning the magnesium oxide industry, the standard conditions for measurements of volume flows and concentrations are related to the following definitions which are also stated in the Glossary:

m^3/h	volume flow: if not otherwise mentioned in this document, the volume flows refer to 10 vol-% oxygen and standard state
mg/m^3	concentration: if not otherwise mentioned in this document, the concentrations of gaseous substances or mixtures of substances refer to dry flue-gas at 10 vol-% oxygen and standard state
standard state	refers to a temperature of 273 K, a pressure of 1013 hPa and dry gas

In addition, it has to be noted that the emissions ranges refer to a reference oxygen level of 10 % although the actual oxygen level within the firing process is much lower than 10 %. The calculation formula for calculating the emissions concentration is shown below:

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

E_R (mg/Nm^3): emissions concentration related to the reference oxygen level O_R
O_R (vol %): reference oxygen level
E_M (mg/Nm^3): emissions concentration related to the measured oxygen level O_M
O_M (vol %): measured oxygen level

Additional useful information on monitoring can be found in the Reference Document on the General Principles of Monitoring (MON) [151, European Commission, 2003].

3.3.1 Consumption of raw materials (unprocessed magnesite) and water

At high temperatures, magnesite ($MgCO_3$) is thermally decomposed to magnesia (MgO) and carbon dioxide (CO_2). Taking as a basis the molecular weight of magnesite (84.31 g/mol), the following quantities of magnesia and carbon dioxide result from the decomposition as shown in Table 3-5:

Material	Amount of			Total amount (g/mol)
	Mg (g/mol)	C (g/mol)	O (g/mol)	
Magnesite ($MgCO_3$)	24.31	12.01	48.00	84.31
Carbon dioxide (CO_2)	-	12.01	32.00	44.01
Magnesia (MgO)	24.31	-	16.00	40.30

Table 3-5: Amounts of magnesia and carbon dioxide after decomposition
[109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006]

This result can also be presented in relative terms as a material share/composition from magnesite as shown in Table 3-6.

Material	Share in magnesite ($MgCO_3$) (%)
Magnesia (MgO)	47.80
Carbon dioxide (CO_2)	52.20
Total	100.00

Table 3-6: Yield of magnesia and carbon oxide in magnesite
[109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006]

During the decomposition of 1 kg magnesite, approximately 522 g of carbon dioxide and 478 g of magnesia are produced in this process. This means that for the production of one tonne of magnesia (MgO), 1.092 tonnes carbon dioxide result from the carbonate decomposition. However, this issue is theoretical because magnesite has different impurities, such as SiO_2, CaO, Fe_2O_3. It has to be noted that, as a general rule, for the production of one tonne of magnesia an amount of between 2.1 to 2.4 tonnes of magnesite is required according to the magnesite ore, quality produced and the type of kiln used [109, RHI AG, 2006] [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006], [168, TWG CLM, 2007].

Water consumption

The use of process water is low since only a small quantity of water is used, e.g. for washing the raw material (magnesite) in order to exclude impurities or to cool the magnesia product in the cooling zone of the kiln and for the heavy media separation process. There are some operations with exhaust gas washing systems, however, and the emissions gases are washed with water. Water is required in a quantity of around 5 – 12 m³/t magnesia product [109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006], [168, TWG CLM, 2007].

3.3.2 Energy consumption

The manufacture of magnesia (dry process) is energy intensive as magnesia, mainly DBM, is manufactured by very high temperatures.

Magnesite ($MgCO_3$) is thermally decomposed to magnesia (MgO) and carbon dioxide (CO_2). The process is highly endothermic and its theoretical reaction enthalpy is 2803 MJ/kg MgO. The decomposition of magnesite begins at a temperature of 550 °C and is completed at a temperature of below 800 °C if it contains significant amounts of other carbonates.

Natural gas, petroleum coke and fuel oil are used for the firing process. Table 3-7 shows the fuel requirement for the production of one tonne of sintered magnesia by using a direct heat process. The higher values mentioned in this table are required for sintered or dead burned magnesia production.

Fuels	Minimum	Maximum
Natural gas	176 Nm^3/t	310 Nm^3/t
Petroleum coke	240 kg/t	393 kg/t
Fuel oil	190 kg/t	330 kg/t

Table 3-7: Fuel requirements for the production of one tonne magnesia (MgO)
[109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008] [165, EUROMINES, 2006]

The energy demand for magnesia production ranges between 6 and 12 GJ/t MgO and is determined by different factors, such as the characteristics and moisture content (wet or very dry) of raw magnesite.

In order to achieve the very high combustion temperature of above 2000 °C that is required, oxygen can also be used. The amount of oxygen required is between 15 and 150 Nm^3/t sintered magnesia. It has to be noted that, if special types of sintered magnesia with very high levels of purities or large crystal dimensions are to be produced, the values can be significantly higher - up to 150 Nm^3/t.

Electrical energy is used for mechanical machinery, e.g. for the ventilation system, the briquette process and for pumps. Electricity is usually purchased from electricity providers (national grid). The electricity requirement can vary depending on the machinery in use and is typically in the range of between 75 and 180 kWh/t (270 – 648 MJ/t) sintered magnesia. The values are similar for the production of caustic magnesia.

Significantly more electrical energy (electric arc furnaces) in a range of 3500 – 4500 kWh/t is required for the production of fused magnesia. However, for the production of very pure grade magnesia the value for the energy requirement can be doubled or can even be above that [109, RHI AG, 2006], [165, EUROMINES, 2006].

3.3.3 Emissions

Emissions to air, water and land (process losses/waste) and also noise emissions arise during the manufacture of magnesium oxide/magnesia using the dry process route. In this section, ranges of air pollutant emissions are presented for the dry process of magnesium oxide/magnesia manufacture.

3.3.3.1 Emissions to air

Significant emissions to air arise from the firing process, such as dust, NO_x, SO_x and CO. These emissions partially derive from the magnesite used as raw material and partially from the fuels used.

Due to the high firing temperatures in the kiln, SO_2 from fuels will normally not be covered in the product. However, when lower firing temperatures are used for kiln firing, SO_2 is only partially absorbed by the product and covered within the dust arising from the firing process (see Section 3.4.7.3). SO_2 emissions originating from the raw material (magnesite) depend on the content of sulphur in the raw material. They are, in principle, low because of the low content of SO_2 in most of the raw materials. However, in some cases, the SO_2 emissions from raw materials can be 50 % of the total SO_2 emissions. Furthermore, the sulphur content in the raw material is related to the particle or grain size of the raw material. In Table 3-8, examples are given for the relationship between the grain size and the sulphur content in the raw materials.

Grain size of the raw materials (mm)	Sulphur content in the raw materials (%)
>1	0.04
0.02 – 1	0.19
<0.02	1.80

Table 3-8: Examples of the relationship between grain size and sulphur content in the raw materials

[110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [168, TWG CLM, 2007]

The comparison of different energy sources based on specific costs in EUR/GJ and the sulphur content from these fuels is shown in Abbildung 3.13. Petcoke contains the highest amount of sulphur followed by hard coal and anthracite.

The so-called 'CO_2 process emissions' result from the decomposition of magnesite ($MgCO_3$) to magnesia (MgO) and around 1 t CO_2/t magnesia may occur. Furthermore, CO_2 emissions also result from the fuel combustion process, e.g. by using natural gas or petcoke. Around 0.4 to 1.3 t CO_2/t sintered magnesia are contributed from the fuel combustion process to the CO_2 emissions.

Emissions to air do not only occur during the firing process, but also during other manufacturing steps, such as:

- storage and handling of raw materials, fuels or products – dust emissions can arise
- grinding and milling processes – dust emissions can arise.

Diffuse dust emissions mainly arise from the storage and handling of raw materials and fuels and from vehicles used at the plant. Dust emissions from the packaging and dispatch of the magnesia product can also be significant. Simple and linear site layouts as well as organisational measures/techniques are advisable to minimise possible sources of diffuse dust [67, Austria, 2006], [109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008] [165, EUROMINES, 2006].

Values of different air emissions resulting from the sintering process by typical exhaust gas volume flows of between 4000 and 12000 m³/t sintered magnesia are shown in Table 3-9. It has to be noted that not all emissions concentrations shown in Table 3.9 refer to standard conditions because for some data reference conditions were not provided.

Emissions component	Unit	Medium concentration[1)]	Maximum concentrations[2)]
Dust	mg/Nm^3	20 – 118	400
NO_x	mg/Nm^3	650 – 2500[5)]	5000[5)]
SO_2	mg/Nm^3	10[4)] – 3350[3)]	5000[3)]
CO	mg/Nm^3	33 – 1000	1323
CO_2	g/Nm^3	165 – 350	360

[1)] Average concentrations achieved by a long observation period, measured once a year for one week
[2)] Short term peak values
[3)] Higher values are related to sulphur rich fuels and installations with the lowest/least installed abatement measures/techniques
[4)] Use of natural gas
[5)] Higher values for high temperature DBM process

Table 3-9: Concentrations of emissions components occurring from the magnesium oxide industry in the EU-27
[67, Austria, 2006], [109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006]

Depending on the type of fuel used in the process, up to 50 % of the sulphur dioxide may result from fuels (see also Section 3.4.5 and Abbildung 3.13 for the sulphur content in fuels). By producing caustic magnesia in a rotary kiln, about 40 – 50 % of the sulphur dioxide resulting from the fuel is recovered mainly from the filter dust. It has been reported that injection of reactive MgO grades into the flue-gas stream reduces the SO_2 emissions to below 1500 mg/Nm^3 for an initial SO_2 value of 3000 mg/Nm^3 [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008].

3.3.3.2 Process losses/waste

Process losses/waste originating from magnesia manufacture are different types of magnesium carbonate dusts which are separated in off-gas cleaning units, e.g. the dust precipitator. The dust types are, e.g. magnesium carbonate containing various proportions of caustic calcined and sin-

tered magnesia. Packaging waste (plastic, wood, metal, paper, etc.) arises from the packaging step.

Some of the dust types can be recycled and re-used within the process. Furthermore, collected dust can also be used within other environmental applications, e.g. industrial waste water treatment, metal capture in landfilling. The techniques used for the dusts and other wastes at waste disposal facilities range from re-use in marketable products and recycling through to disposal.

Washing fluids used for wet washing go through a phased sedimentation process to separate the solid materials. The solids that are obtained in this process are stored at an intermediate storage site for later use within the process while water is re-used and fed back into the system.

Sludge resulting from the wet process of the flue-gas desulphurisation (settling and/or filtration methods; one plant exists in Austria) can be re-used in the process or in other sectors.

3.3.3.3 Emissions to water

Water is used in different stages of the process. Water for washing the raw materials (magnesite) and for the heavy media separation process is re-used in the process after sludge decantation and clarification. Furthermore, water is used to cool the product in the cooling zone of the kiln. However, this water is evaporated because of the high process temperatures. Water is also used for some operations with exhaust gas washing systems where emissions gases are cleaned.

No waste water is produced by the magnesia production processes using the dry process route. Regarding the wet process of the flue-gas desulphurisation (one plant exists in Austria), waste water is produced. This waste water has to be treated with settling and/or filtration methods to separate the sulphite/sulphate sludge. This sludge can be re-used in the process or in other sectors.

3.3.3.4 Noise

The extraction and processing of raw material as well as magnesia production inevitably includes noisy operations. The operation of large and heavy machinery and large fans can give rise to noise and/or vibration emissions.

Natural noise barriers, such as office buildings, walls, trees or bushes may be used in order to reduce noise emissions. Plants are required to comply with reduction standards in compliance with national legislation.

3.3.4 Monitoring

To control kiln processes, continuous measurements are recommended for the following parameters:

- temperature
- pressure
- O_2 content
- CO content.

Additionally, continuously taking measurements may be appropriate for the following parameters:

- NO_x content
- SO_2
- dust.

For establishing and in order to accurately quantifying the emissions, periodic measurements of the following parameters are reported:

- NO_x content
- dust
- SO_2
- (CO_2 – is generally calculated).

Additional useful information regarding monitoring can be found in the Reference Document on the General Principles of Monitoring [151, European Commission, 2003].

3.4 Techniken, die bei der Bestimmung der BVT für die Magnesiumoxidindustrie zu berücksichtigen sind

Dieses Kapitel beschreibt Maßnahmen/Techniken, bei denen grundsätzlich ein hohes Umweltschutzpotential für die in diesem Dokument betrachteten Industrien gesehen wird. Diese umfassen Managementsysteme, prozessintegrierte und nachgeschaltete Maßnahmen/Techniken; es gibt auf der Suche nach optimalen Ergebnissen auch Überschneidungen zwischen diesen drei Gruppen.

Sowohl Vorsorge-, Kontroll-, Minderungs- und Recyclingmaßnahmen sind berücksichtigt als auch die Rückgewinnung von Materialien und Energie.

Maßnahmen/Techniken können einzeln oder in Kombination angewendet werden, um die Ziele der IVU-Richtlinie zu erreichen. Anhang 4 der Richtlinie listet eine Reihe allgemeiner Aspekte auf, die bei der Bestimmung von BVT in Betracht zu ziehen sind. Die in diesem Kapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken zielen auf eine oder mehrere dieser Aspekte ab. Soweit möglich, wird eine einheitliche Struktur verwendet, um die einzelnen Maßnahmen/Techniken darzustellen, einen Vergleich der Maßnahmen/Techniken und eine objektive Bewertung entsprechend der Definition von BVT in der Richtlinie zu ermöglichen.

Dieses Kapitel beinhaltet keine abschließende Liste von Maßnahmen/Techniken – es mögen weitere existieren oder entwickelt werden, die nach dem Konzept von IVU-Richtlinie und BVT gleichwertig sein können.

Die Standardstruktur, in der die einzelnen Maßnahmen/Techniken dargestellt werden, zeigt Tabelle 3-10. Da sich die Grenzen der nachfolgend genannten Elemente etwas überschneiden können, wird die Struktur flexibel gehalten und dem Einzelfall entsprechend angepasst:

Betrachtete Aspekte	Enthaltene Informationen
Beschreibung	Technische Beschreibung der Maßnahme/Technik (einschließlich Abbildungen/Schemata, sofern erforderlich)
Erreichte Umweltentlastungseffekte	Hauptsächliche Umweltvorteile (einschließlich Energie-, Wasser- und Rohmaterialeinsparungen sowie Steigerungen der Produktivität und der Energieeffizienz), die durch die Maßnahme/Technik erreicht werden
Medienübergreifende Effekte	Hauptsächliche Nebeneffekte und Nachteile für andere Umweltmedien, die durch die Anwendung dieser Maßnahme/Technik verursacht werden. Einzelheiten zu den Umweltwirkungen dieser Maßnahme/Technik im Vergleich zu anderen.
Betriebsdaten	Verbrauchs- und Emissionsdaten von in Betrieb befindlichen Anlagen, die diese Maßnahme/Technik anwenden (unter Angabe der Referenzbedingungen und der verwendeten Messmethoden). Andere relevante Informationen, wie diese Maßnahme/Technik zu betreiben, zu warten und zu überwachen ist.
Anwendbarkeit	Beschreibung der Arten von Anlagen, bei denen die Maßnahme/Technik angewendet werden kann, unter Berücksichtigung z. B. des Alters (neue oder bestehende Anlagen), der Anlagenkapazität (groß oder klein), der bereits installierten Maßnahmen/Techniken oder der Art und Qualität der Produkte.
Wirtschaftliche Aspekte	Informationen zu Kosten (Investitions- sowie Betriebskosten) und möglichen Einsparungen (z. B. reduzierter Rohmaterial- oder Energieverbrauch, Entsorgungskosten) oder zusätzlichen Erlösen, einschließlich der Erläuterung wie diese Kosten, Einsparungen und Erlöse berechnet oder geschätzt wurden.
Treibende Kraft für die Umsetzung	Lokale Bedingungen oder Anforderungen, die zur Umsetzung dieser Maßnahme/Technik geführt oder diese befördert haben. Informationen über andere, nicht umweltbezogene Gründe für die Umsetzung (z. B. Steigerung der Produktivität oder der Sicherheit).
Referenzanlagen	Verweis auf (eine) Anlage(n), in denen die Maßnahme/Technik angewendet wird und über die Informationen bereitgestellt und beim Schreiben dieses Abschnitts verwendet wurden
Referenzliteratur	Literatur oder anderes Referenzmaterial (z. B. Bücher, Berichte, Studien, Internetseiten), die beim Schreiben dieses Abschnitts verwendet wurden und die detailliertere Informationen über diese Technik enthalten

Tabelle 3-10: Struktur der Informationen zu den in diesem Kapitel beschriebenen Maßnahmen/Techniken

Die Kosten für die Minderungsmaßnahmen/-techniken müssen unter Berücksichtigung der Art des verwendeten Ofens, der Größe der Anlage, der Wirksamkeit der Maßnahme/Technik und den Umständen ihrer Anwendung im Einzelfall bewertet werden.

3.4.1 Allgemeine Hinweise zum Verbrauch an Rohmaterialien

Die Verwertung oder Wiederverwendung von feinkörnigem Material (Einsatz in Schachtöfen und in der Kombination mit Drehrohröfen), die Reduzierung des Aufkommens an Prozessrückständen/Abfällen sowie deren Verwertung mindern den Verbrauch an Rohmaterialien.

3.4.2 Allgemeine Hinweise zur Wasserverwendung

Für Waschprozesse verwendete Flüssigkeiten durchlaufen zur Abtrennung der Feststoffe einen gestuften Sedimentationsprozess. Das Wasser wird wieder verwendet und in den Frischwasserkreislauf zurückgeführt.

3.4.3 Senkung des Energieverbrauchs (Energieeffizienz)

Beschreibung
Eine verbesserte Ofengestaltung, die Prozessoptimierung und die weitestgehende Rückgewinnung und Nutzung der Ofen- und Kühlerabwärme kann den Energie- und Brennstoffverbrauch senken. Zudem kann die Verwendung von Sauerstoff (sauerstoffangereicherter Verbrennungsluft) für den Feuerungsprozess dessen Wirkungsgrad und folglich die Leistungsfähigkeit des Ofens deutlich verbessern. Dies ist gepaart mit einer Reduktion des Luftbedarfs und folglich einer Reduzierung des N_2-Last im Ofen. Der Energiebedarf kann auf diese Weise nachhaltig gesenkt werden.

Zur Minimierung des Brennstoffverbrauchs wird die Wärme aus den Abgasen zur Vorwärmung des Magnesits genutzt. Abwärmeverluste aus dem Ofen können zur Trocknung von Brennstoffen, Rohmaterialien und einigen Verpackungsmaterialien genutzt werden.

Der Stromverbrauch wird durch die Verwendung von sehr energieeffizienten Elektroausrüstungen minimiert.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Minderung des Energieverbrauchs und Steigerung der Energieeffizienz. Als weiteren Effekt werden die brennstoffbedingten CO_2-Emissionen gesenkt, wenn der Prozess effizienter wird.

Medienübergreifende Effekte
Die Verwendung höherer Flammentemperaturen beim Brennprozess kann zu einem Anstieg der NO_x Emissionen führen.

Betriebsdaten
Es wurden spezifische Energieverbräuche zwischen 6 und 12 GJ/t berichtet. Die theoretische Reaktionsenthalpie für diesen sehr endothermen Prozess beträgt 2.803 MJ/kg (siehe Abschnitt 3.3.2).

Anwendbarkeit
Eine Senkung des Energieverbrauchs ist generell in der Magnesitindustrie durchführbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Energiekosten betragen 35 – 40 % der Gesamtkosten.
Die Senkung des Energieverbrauchs kann die Gesamtkosten sowie die CO_2-Emissionen reduzieren.
Bei Einsatz von Sauerstoff müssen die gesamten Energiekosten und die Energiebilanz betrachtet werden.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Minderung des Energiebedarfs und der Kosten.
Minderung der CO_2 Emissionen.
Kostensenkung.

Referenzanlagen und -literatur
Anlagen in Österreich, Spanien und der EU-27.
Nützliche Informationen in diesem Zusammenhang sind zudem im Energieeffizienz-BREF zu finden (ENE).
[67, Österreich, 2006], [109, RHI AG, 2006], [110, Spanische MgO Produzenten, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

3.4.4 Optimierung der Prozesssteuerung

Beschreibung
Ein gleichmäßiger und stabiler Ofenbetrieb, nah am stöchiometrischen Luftbedarf betrieben, ist sowohl für die Emissionen des Ofens als auch den Energieverbrauch vorteilhaft. Üblich ist in der Praxis ein Sauerstoffüberschuss von etwa 1 – 3 %, um die geforderte Produktqualität und eine optimale Verbrennung zu erreichen. Dies kann durch Optimierung der Prozesssteuerung erreicht werden. Der Feuerungsprozess wird optimiert, um den Wärmeenergieverbrauch zu senken und die Produktqualität des gesinterten, kalzinierten oder zusammengeschmolzenen Magnesits zu verbessern / zu erhalten, z. B. durch einen niedrigen spezifischen Energieverbrauch und niedrige spezifische Emissionen[40]. Generell sind die Öfen mit einem Prozesssteuerungssystem ausgestattet, mit dem der gesamte Prozess von zentraler Stelle aus überwacht und gesteuert werden kann. Einige Prozessparameter, z. B. Energieverbrauch, Temperatur und mitunter NO_x, werden kontinuierlich aufgezeichnet. Eine Minderung der Emissionen, z. B. von CO, NO_x, SO_2 und Staub, kann ein sekundärer Effekt dieser Optimierung sein.

Da derselbe Ofen üblicherweise zur Produktion einiger unterschiedlicher Produkte dient, müssen die Betriebsparameter des Ofens den jeweiligen Produkten angepasst werden. Die Betriebsbedingungen für eine Ofeneinheit können sich je nach Beschickung und zu erzeugender Produktqualität stark ändern.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Eine Minderung der Emissionen, z. B. von CO, NO_x, SO_2 und Staub könnte möglich sein.

Medienübergreifende Effekte
Kein Thema.

Betriebsdaten
Es lagen keine Daten vor.

Anwendbarkeit
Die Optimierung der Prozesssteuerung kann bei allen in der Magnesitindustrie eingesetzten Ofenarten angewendet werden. Allerdings kann dazu ein hoch entwickeltes Prozesssteuerungssystem erforderlich sein.

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitionskosten für ein komplettes Prozesssteuerungssystem für eine Sinter- oder Kalzinierungsanlage betragen etwa 1 Mio. Euro.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Anlagen in Österreich, Spanien und weiteren Ländern der EU-27.
[109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006]

[40] Anm. der Übersetzer: Da der letzte Nebensatz in diesem Zusammenhang keinen Sinn ergibt, vermnuten wir einen Übertragungsfehler.

3.4.5 Auswahl der Brennstoffe

Beschreibung und Betriebsdaten
Die Erzeugung von Magnesit über die trockene Verfahrensroute ist eine energieintensive Industrie (siehe Abschnitt 3.3.2). Die in der EU vorwiegend genutzten Brennstoffe sind Erdgas, Petrolkoks und Schweröl. Allerdings kann zur Feuerung auch Kohle (Anthrazit- oder Braunkohle) verwendet werden.

Eine sorgfältige Auswahl und Steuerung der dem Ofen zugeführten Stoffe ist notwendig und kann die Emissionen, insbesondere von SO_2, beeinflussen bzw. senken. Folglich sollten Brennstoffe mit geringen Schwefelgehalten gewählt werden, sofern diese verfügbar sind und ihr Preis zumutbar ist.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Minderung der SO_2-Emissionen.

Medienübergreifende Effekte
Bei Einsatz von Petrolkoks oder Steinkohle zur Feuerung können die SO_2-Emissionen höher sein als bei Einsatz von Erdgas oder Öl (siehe Abbildung 3.13). Bei Erdgas können wegen der höheren Flammentemperaturen höhere NO_x-Emissionen entstehen; allerdings sind die CO_2-Emissionen wegen des gegenüber Koks oder Kohle engeren C:H[41]-Verhältnisses von Erdgas niedriger.

Betriebskosten[42]
35 – 40 % der Produktionskosten hängen von den Energiekosten ab.

Anwendbarkeit
Die Brennstoffe können prinzipiell in Öfen zur Magnesiaproduktion verwendet werden. Allerdings könnten einige Brennstoffe, z. B. Erdgas, nicht in allen Regionen verfügbar sein, so dass diese Maßnahme/Technik nur –wo möglich– angewendet werden kann. Der Ofen muss mit einer brennstoffspezifischen Brennertechnik oder entsprechenden Lanzen ausgerüstet sein. Allerdings sind feste Brennstoffe wie Petrolkoks bei Schachtöfen mit rotierendem Teller oder rotierendem Rost, wie in den Abschnitten 3.2.3.2.2.1 und 3.2.3.2.2.2 beschrieben, nicht einsetzbar.

In 2007 wurden keine Abfallstoffe als Brennstoff eingesetzt, weil die Verunreinigungen dann in das Produkt eingehen würden. Das Produkt muss rein sein und darf keine Fremdstoffe enthalten. Allerdings erwägt die Magnesitindustrie, dank neuer Techniken zur Mitverbrennung von Abfällen in Zukunft bei bestimmten Magnesitprodukten verschiedenartige Abfälle einzusetzen, z. B. Plastik oder Holz. In diesem Zusammenhang wird auf die allgemeinen Ausführungen sowie die Ausführungen zur Qualitätskontrolle beim Einsatz von Abfällen in der Zement- bzw. der Kalkindustrie (siehe Abschnitte 1.2.4 und 2.2.5) verwiesen.

[41] Anm. der Übersetzer: In der englischen Fassung wird u.E. fälschlicherweise auf das C:O-Verhältnis abgehoben. Das ist für die CO_2-Emissionen jedoch nicht relevant, weil zur Verbrennung ohnehin Sauerstoff zugeführt werden muss. Dagegen führt ein engeres C:H-Verhältnis bei gleichem Energieertrag zu geringeren spezifischen CO_2-Emissionen.

[42] Anm. der Übersetzer: Vermutich ein Übertragungsfehler – eine solche Zwischenüberschrift sieht weder der vom IEF beschlossene Leitfaden für die Erarbeitung der BVT-Merkblätter (engl. *BREF Outline und Guide*) noch die Einleitung von Kapitel 3.4 vor.

Wirtschaftliche Aspekte
Abbildung 3.13 zeigt einen Vergleich verschiedener Energiequellen in Hinblick auf die spezifischen Kosten in Euro/GJ und den Schwefelgehalt dieser Brennstoffe. Petrolkoks hat den höchsten Schwefelgehalt, gefolgt von Schweröl, dann Steinkohle und Anthrazit.

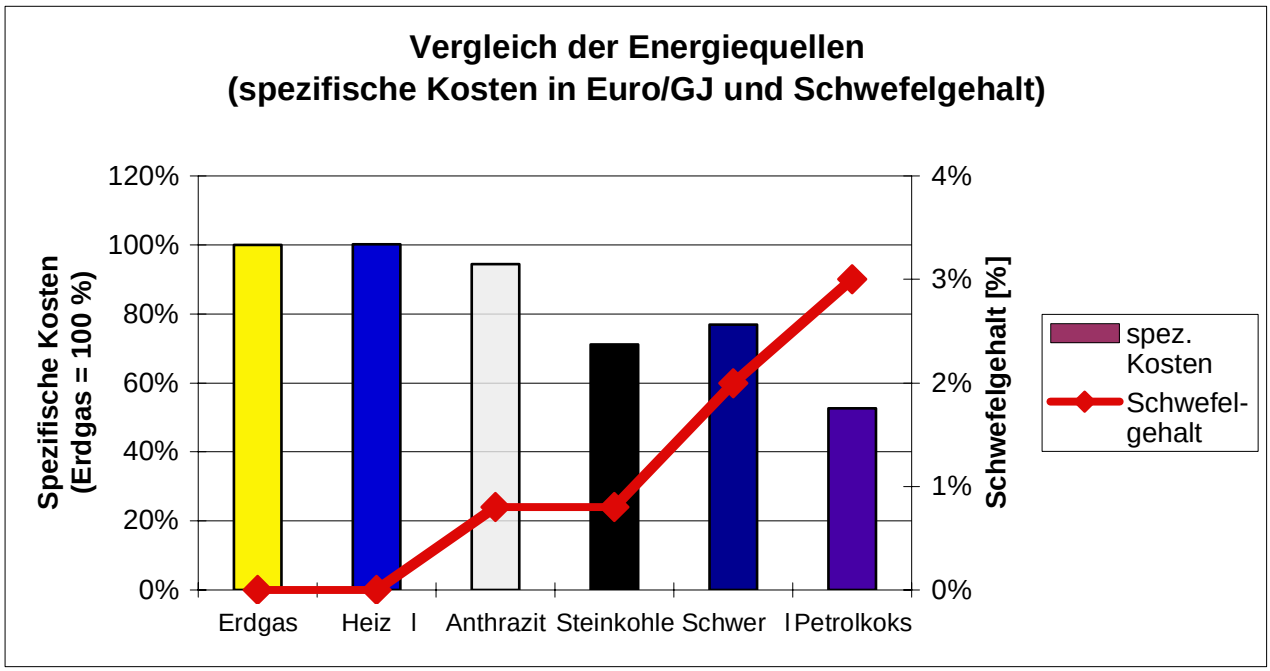

Abbildung 3.13: Brennstoffvergleich in Hinblick auf die spezifischen Kosten und den Schwefelgehalt [130, Drnek/Maier, 2007], [168, TWG CLM, 2007]

Petrolkoks weist ein gutes Preis-Leistungs-Verhältnis auf (siehe Abbildung **3.13**). Jedenfalls erreichen die Energiekosten mit 35 – 40% ein hohes Niveau und ökonomische Faktoren sind zu berücksichtigen.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
SO_2-Minderung.

Referenzanlagen und -literatur
Anlagen in Österreich, Spanien und weiteren Ländern der EU-27.
[109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

3.4.6 Staubemissionen

3.4.6.1 Maßnahmen/Techniken für staubende Vorgänge

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungseffekte
Diffuse Staubemissionen gehen hauptsächlich von der Lagerung und dem Umgang mit Rohmaterialien und Brennstoffen und von Fahrzeugen auf der Anlage aus. Staubfreisetzungen bei der Verpackung und Verladung der Produkte können ebenfalls erheblich sein. Eine einfache und lineare Gestaltung der Anlage sowie organisatorische Maßnahmen/Techniken sind ratsam, um die möglichen Quellen für diffuse Staubemissionen zu reduzieren und zu minimieren.

Hier werden verschiedene Maßnahmen/Techniken präsentiert, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können (siehe Abschnitt 3.3.3.1):

- In Ordnung Halten von Gebäuden und Straßen sowie eine ordnungsgemäße und umfassende Wartung der Anlage
- Befeuchtung der Rohmaterialhalden
- Einhausung/Kapselung von staubenden Vorgängen wie Mahlen und Sieben
- geschlossene Förderbänder und Hebeförderer, die als geschlossenes System konzipiert werden, falls mit Staubemissionen aus den staubhaltigen Materialien zu rechnen ist;
- Lagersilos mit einer geeigneten Kapazität, mit Füllstandsmeldern (einschließlich automatischer Abschaltung) und mit Filtern für die staubbeladene Verdrängungsluft während der Füllvorgänge
- eine Kreislaufführung, die für pneumatische Fördersysteme bevorzugt wird
- Reduzierung der Luftleckagen und Überlaufstellen
- Verwendung von automatischen Apparaturen und Regeleinrichtungen
- Einhaltung eines kontinuierlichen, störungsfreien Betriebs

Medienübergreifende Effekte
Anstieg des Energieverbrauchs durch den Einsatz von Filtern.
Bei der Wartung können zusätzliche Abfälle anfallen.
Durch Einhausung der Maschinen kann auch eine Lärmminderung erreicht werden.

Betriebsdaten
Es lagen keine Daten vor.

Anwendbarkeit
Diese Maßnahmen/Techniken können grundsätzlich in der Magnesiumoxidindustrie angewendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Abhängig von den im Einzelfall angewendeten speziellen Maßnahmen/Techniken.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Gesundheits- und Sicherheitsanforderungen am Arbeitsplatz.

Referenzanlagen und -literatur
Anlagen in Österreich, Spanien und weiteren Staaten der EU-27.
[109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006]

3.4.6.2 Minderung gefasster Staubemissionen

Staubemissionen treten bei Feuerungsprozessen auf, aber auch bei der Lagerung und dem Umgang mit Rohmaterialien und Brennstoffen (z. B. von Förderbändern und Hebeförderern) und bei Zerkleinerungs- und Mahlprozessen.

Die folgenden Entstaubungsaggregate können einzeln oder in Kombination angewendet werden:

- Elektrofilter
- Zyklonabscheider
- Nassabscheider
- Gewebefilter.

In Sieb-, Zerkleinerungs- und Mahlaggregaten werden Gewebefilter zur Erfassung der Produkte und zur Entstaubung der Förderluft verwendet.

Die in der Magnesiaindustrie betriebenen Öfen sind generell mit Maßnahmen/Techniken zur Staubminderung ausgestattet, wobei die relativ hohen Abgastemperaturen aus der Ofenfeuerung beachtet werden müssen. Von diesen Öfen sind einige mit Elektrofiltern und/oder einer Kombination aus Zyklonabscheider und Elektrofilter und/oder Zyklonabscheider und Nasswäscher ausgestattet, auf Grund der relativ hohen Abgastemperaturen. Weiterhin werden Gewebefilter eingesetzt, die für die Minderung der Staubemissionen sehr wirksam sind. Allerdings ist die hohe Abgastemperatur für den Einsatz von Gewebefiltern sehr entscheidend und kann kritisch sein, weil dieses sich je nach verwendetem Filtermaterial bei höheren Temperaturen entzünden kann.

3.4.6.2.1 Elektrofilter

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungseffekte
Elektrofilter können zur Staubabscheidung bei Abgastemperaturen über dem Taupunkt und bis zu 370 – 400 °C verwendet werden. CO-Trips müssen wegen des Explosionsrisikos vermieden werden. CO wird aus Gründen der Prozesssteuerung und der Sicherheit kontinuierlich gemessen. Die Häufigkeit von CO-Trips kann durch den Einsatz moderner Prozesssteuerungssysteme mit sehr schnell reagierenden Mess- und Regeleinrichtungen gemindert werden. Weitere Informationen und ein Leitfaden zur Begrenzung von CO-Trips sind dem Zement-Kapitel in diesem Dokument, (Abschnitte 1.4.4 und 4.2.6) zu entnehmen.

Weitere technische Informationen und Erklärungen zum Betrieb von Elektrofiltern sind dem Zement-Kapitel, Abschnitt 1.4.4.3.1, und dem Kalk-Kapitel, Abschnitt 2.4.5.3.1, zu entnehmen. Allerdings werde im Folgenden Betriebsdaten zum Einsatz von Elektrofiltern in der Magnesiumoxidindustrie wiedergegeben.

Medienübergreifende Effekte
Explosionsrisiken treten auf, insbesondere bei Anwendung von trockenen Elektrofiltersystemen.
Der Energieverbrauch steigt durch den Betrieb von Elektrofiltern, z. B. im Vergleich zur Verwendung von Zyklonabscheidern.
Wenn Wartungen durchgeführt werden, fallen zusätzliche Abfälle an.[43]

Betriebsdaten
Bei einer Eingangstemperatur des Abgases am Elektrofilter von etwa 400 °C wurden bei diskontinuierlicher Messung Staubemissionen von 75 mg/Nm^3 als Mittelwert über eine Woche pro Jahr ermittelt. Allerdings können Elektrofilter je nach Betriebsweise Staubemissionswerte von weniger als 10 mg/Nm^3 erreichen.

Anwendbarkeit
Elektrofilter werden hauptsächlich bei Drehrohröfen eingesetzt.
Sie können bei Abgastemperaturen über dem Taupunkt und bis zu 370 – 400 °C verwendet werden.

Wirtschaftliche Aspekte
Bei Einsatz eines Elektrofilters müssen vergleichsweise hohe Betriebskosten in Betracht gezogen werden.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Prozessbedingungen.
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zwei Anlagen in der EU-27.
[67, Austria, 2006], [109, RHI AG, 2006] [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

[43] Anm. der Übersetzer: Dieser Allgemeinplatz hat u.E. für Elektrofilter keine besondere Relevanz.

3.4.6.2.2 Zentrifugal-/Zyklonabscheider

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungseffekte
Zyklonabscheider bedienen sich der Zentrifugalkräfte, um Staub aus dem Abgasstrom abzuscheiden. Sie sind robust, für eine weite Spanne von Betriebstemperaturen geeignet und haben einen geringen Energiebedarf [86, EURITS, 2006].

Bei einem Zentrifugal-/Zyklonabscheider, werden die aus dem Abgasstrom abzuscheidenden Staubpartikel durch einen Zentrifugalvorgang zur Außenwand des Abscheiders befördert und dann durch eine Öffnung am Boden abgeführt. Die Zentrifugalkräfte können durch die Ausrichtung des Gasstroms in Form einer Spiralbewegung zum Boden des zylindrischen Körpers (Zyklonabscheider) oder durch einen in die Einheit eingebauten Propeller (mechanischer Zentrifugalabscheider) erzeugt werden.

Medienübergreifende Effekte
Der Betrieb von Zentrifugal-/Zyklonabscheidern ist eine bedeutende Lärmquelle.
Wenn Wartungen durchgeführt werden, fallen zusätzliche Abfälle an.

Betriebsdaten
In anderen Branchen wie der Kalkindustrie werden Zentrifugal-/Zyklonabscheider als Vorabscheider / Produktabscheider eingesetzt. Sie können üblicherweise nur Staub-Emissionswerte von weniger als 150 mg/Nm³ erreichen (siehe Abschnitt 2.4.5.3.4). In der Zementindustrie werden die Zyklonabscheider mit einem (Luft-)Wärmetauscher zur Temperaturabsenkung und einem Gewebefilter für die Staubminderung, z. B. des Kühlerabgases, kombiniert. Ein Zyklonabscheider kann die Staubkonzentrationen um 70 % mindern. In Verbindung mit einem Luft-Wärmetauscher und einem Gewebefilter sind hohe Reinigungsleistungen von bis zu to 99.99 % und niedrige Emissionswerte von 5 – 7 mg/Nm^3 erreichbar, was von einer Zementanlage aus Südafrika berichtet wurde (siehe Zement-Kapitel, Abschnitt 1.4.4.3.2).

Zyklonabscheider arbeiten effektiver bei höheren Schadstoffbelastungen, vorausgesetzt der Abscheider wird dadurch nicht blockiert.

Anwendbarkeit
Partikel mit kleinen Durchmessern werden von Zentrifugal-/Zyklonabscheidern nicht wirksam erfasst.
Wegen ihrer naturgemäß beschränkten Wirksamkeit bei der Partikelabscheidung werden Zyklonabscheider hauptsächlich als Vorabscheider für Grobstaub und Rauchgase verwendet.

Wirtschaftliche Aspekte
Zentrifugal-/Zyklonabscheider sind vergleichsweise preisgünstig und einfach zu betreiben.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.
Prozessbedingungen.

Referenzanlagen und -literatur
Plants in Austria, Spain und the EU-27.
[86, EURITS, 2006], [109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

3.4.6.2.3 Nassabscheider

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungseffekte
Mit Nassabscheidern wird Staub aus den Abgasströmen entfernt. Nassabscheider (auch Nasswäscher genannt) können je nach Design und Funktionsprinzip in vielfältige Typen unterschieden werden z. B. die Venturi-Wäscher. Bei dieser häufig in der Magnesiumoxidindustrie angewandten Art eines Nassabscheiders wird das Gas durch den engen Querschnitt des Venturi-Rohrs, den sogenannten „Venturi-Hals“, geleitet wird, und kann dort Strömungsgeschwindigkeiten zwischen 60 und 120 m/s erreichen. Die Waschflüssigkeit, die am Venturi-Hals zugeführt wird, wird zu einem Nebel aus sehr feinen Tröpfchen zerstäubt und intensiv mit dem

Gas vermischt. Die an die Wassertröpfchen angelagerten Partikel werden schwerer und können in einem an den Venturiwäscher angeschlossenen Tropfenabscheider leicht abgefangen werden.

Medienübergreifende Effekte
Mit der Nassabscheidertechnik werden die Schadstoffe aus der Luft ins Wasser überführt, so dass eine weitere Anlage zur Reinigung des nassen Abfallprodukts (Schlamm) erforderlich ist und folglich zusätzliche Energie verbraucht werden kann.

Betriebsdaten
Bei effizientem Betrieb können moderne, Mehrfach-Kaskaden-Nasswäscher Reingaskonzentrationen zwischen 10 und 20 mg/Nm^3 erreichen (siehe Abschnitt 2.4.5.3.3 im Kalk-Kapitel).

Anwendbarkeit
Nassabscheider der Venturi-Art entfernen Staub, flüchtige Stoffe, HCl und SO_2 aus dem Abgasstrom. Der Einführung dieser Technik ist nicht mit Nachteilen oder Nebenwirkungen verbunden.

Wirtschaftliche Aspekte
Hinsichtlich der Betriebskosten sind die Reinigung der Waschflüssigkeit sowie des Prozessabwassers zu berücksichtigen.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Prozessbedingungen.
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Zwei Anlagen in der EU-27.
[109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

3.4.6.2.4 Gewebefilter

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungseffekte
In einem Gewebefilter passiert das Abgas einen Filterschlauch, auf dessen Oberfläche sich die Staubpartikel in Form eines Filterkuchens ablagern. Gewebefilter erreichen eine Partikelabscheidung, üblicherweise über 98 % und bis zu 99 %, je nach Partikelgröße. Diese Maßnahme/Technik bietet im Vergleich zu den anderen in der Magnesiumoxidindustrie angewendeten Staubminderungstechniken den höchsten Wirkungsgrad bei der Partikelabscheidung. Allerdings müssen wegen der hohen Temperaturen der Ofenabgase spezielle Filtermaterialien eingesetzt werden, die hohe Temperaturen vertragen.

Medienübergreifende Effekte
Der Betrieb von Gewebefiltern, insbesondere solchen mit Druckstoßregenerierung, kann Lärmemissionen verursachen und wegen des hohen Druckverlusts auch den Stromverbrauch erhöhen. Wenn Wartungen durchgeführt werden, fallen zusätzliche Abfälle an.

Betriebsdaten
Es gibt Gewebefilter mit verschiedenen Arten von Filtergeweben, von denen einige bei ziemlich hohen Temperaturen betrieben werden können bzw. diese vertragen. Informationen zur praktischen Anwendung der verschiedenen Gewebearten sind Abschnitt 1.4.4.3.2 im Zement-Kapitel dieses Dokuments zu entnehmen.

Bei anderen staubenden Vorgängen außer der Ofenfeuerung können in anderen Branchen durch den Einsatz von Gewebefiltern Staubemissionswerte von weniger als 5 – 10 mg/Nm^3 erreicht werden. Mit gut ausgelegten, betriebenen und gewarteten Gewebefiltern und kontinuierlicher Abreinigung der Filterschläuche werden in der Kalkindustrie Staubemissionen von weniger als 10 mg/Nm^3 erreicht (siehe 2.4.5.3.2). Der Entstaubungsgrad kann größer als 99,9 % sein, und folglich in der Zementindustrie Emissionswerte von weniger als 5 mg/Nm^3 (trockenes Abgas, 273 K, 10 % O_2) erreicht werden (siehe 1.4.4.3.2).

Weiterhin wurden für die Magnesiumoxidindustrie bei Einsatz von Gewebefiltern Staubemissionswerte aus Ofenfeuerungsprozessen von weniger als 20 mg/Nm^3 berichtet [110, Spanish MgO producers, 2006/2008].

Anwendbarkeit
Gewebefilter können grundsätzlich bei allen Schritten zur Herstellung von Magnesiumoxid zur Entstaubung des Abgases angewendet werden, insbesondere für staubende Vorgänge wie Siebung, Zerkleinerung und Mahlung. Sie können bei Abgastemperaturen über dem Taupunkt und bis 280 °C eingesetzt werden.

Wegen der hohen Abgastemperaturen (zwischen 250 und 400 ºC), der korrosiven Eigenschaften und des großen Volumenstroms der Feuerungsabgase aus Öfen zur Erzeugung von Kaustermagnesia (CCM) und totgebrannter Magnesia (DBM) müssen dort spezielle Gewebefilter mit hochtemperaturbeständigem Filtermaterial verwendet werden. Allerdings haben die Erfahrungen der DBM-erzeugenden Magnesiumoxidindustrie gezeigt, dass für Abgastemperaturen von etwa 400 °C aus der Magnesiaerzeugung keine geeignete Ausrüstung, d. h. Filtermaterial, verfügbar ist.

Bei der Erzeugung von DBM werden Filtermaterialien eingesetzt, die bei Temperaturen bis zu 250 ºC betrieben werden können, wie PTFE (Teflon)-Filtermaterial. Dieses Filtermaterial hat eine hohe Widerstandsfähigkeit gegen Säuren oder Alkalien; eine Reihe von Korrosionsproblemen konnte somit gelöst werden [110, Spanish MgO producers, 2006/2008].

Wirtschaftliche Aspekte
Die Investitionskosten für Filtermaterialien, die hohe Abgastemperaturen vertragen, sind im Vergleich zu anderen Filtermaterialien ziemlich hoch.

Die Betriebskosten für Gewebefilter sind wegen des höheren Druckverlustes des Filtermaterials höher als für Elektrofilter.

Informationen zur praktischen Anwendung und der Kosten der verschiedenen Gewebearten sind Abschnitt 1.4.4.3.2 im Zement-Kapitel dieses Dokuments zu entnehmen.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Drei Anlagen in der EU-27.
[109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

3.4.7 Gasförmige Verbindungen

3.4.7.1 Minderung der NO_x-Emissionen

Beschreibung
Der wesentliche Einflussfaktor für die NO_x-Emissionen ist die Brenntemperatur, die für den Brennprozess in der Magnesiumoxidindustrie erforderlich ist. Sie steht im Allgemeinen in direktem Zusammenhang mit der Qualität der erzeugten Sinter- oder totgebrannten Magnesia. Die Brenntemperatur ist im Allgemeinen sehr hoch im Vergleich zu anderen Anwendungsgebieten solcher Öfen. Allerdings hängen die Brenntemperaturen vom erzeugten Produkt ab. Wegen der geforderten Produkteigenschaften und dem direkten Zusammenhang zwischen Produkt und Brenntemperatur, kann letztere nicht herabgesetzt werden.

Es gibt eine Quelle für die Bildung von NO_x:

- thermisches NO_x aufgrund der bei den hohen Temperaturen der Verbrennungsluft erfolgenden Reaktion von N_2 und O_2.

Thermisches NO_x bildet sich bei Temperaturen oberhalb von 1000 °C, d. h. in der Brennzone des Ofens, wo ausreichend hohe Temperaturen herrschen. Die Menge des erzeugten thermischen NO_x steigt mit zunehmender Temperatur und zunehmendem Sauerstoffgehalt in der Brennzone.

Verschiedene Maßnahmen/Techniken können angewendet werden, um die NO_x-Emissionen zu mindern, z. B. primäre oder sekundäre Maßnahmen/Techniken oder eine Kombination von beidem. Primäre Maßnahmen/Techniken vermindern die Bildung von NO_x, während sekundäre Maßnahmen/Techniken die Stickoxide zerstören, indem sie sie zu N_2 reduzieren.

Primäre Maßnahmen/Techniken sind prozessintegrierte Maßnahmen/Techniken. Sie umfassen im Einzelnen:

- Prozessoptimierung
- verbesserte Feuerungstechnik
- gestufte Verbrennung
- Brennergestaltung.

In 2007 wurde die gestufte Verbrennung nicht in der Magnesiumoxidindustrie angewandt.

Sekundäre Maßnahmen/Techniken zur NO_x Minderung umfassend folgendes:

- Selektive nicht-katalytische Reduktion (SNCR)
- Selektive katalytische Reduktion (SCR).

In 2007, wurden keine sekundären Maßnahmen/Techniken zur NO_x-Minderung in der Magnesiumoxidindustrie angewandt.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Minderung der NO_x-Emissionen.

Medienübergreifende Effekte
Wie in den Abschnitten 1.4.5.1.7 (Zementkapitel) und 2.4.6.1.4 (Kalkkapitel) gezeigt, muss der Ammoniakschlupf betrachtet werden, wenn die Anwendung der SNCR-Technik in Betracht gezogen wird. Den Zusammenhang zwischen Temperatur, NH_3-Schlupf und NO_x-Minderung zeigt Abbildung 2.50 (siehe Abschnitt 2.4.6.1.4 im Kalkkapitel) [46, Germany, 2006]. Allerdings wurde in 2008 die SNCR-Technik in der Magnesiumoxidindustrie nicht angewandt (siehe unter „Anwendbarkeit“).

Betriebsdaten
Siehe Abschnitt 3.3.3.1 und Table 3-9. Für die ausschließliche Anwendung von primären NO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken wurden in 2006 NO_x-Emissionen zwischen 650 und 2500 mg/Nm^3 berichtet. Der höhere Wert bezieht sich allerdings auf den Hochtemperaturprozess zur Erzeugung von totgebrannter Magnesia (DBM).

Anwendbarkeit

Primäre Maßnahmen/Techniken
Primäre Maßnahmen/Techniken sind grundsätzlich bei den meisten Ofenarten anwendbar, die zur Erzeugung von Magnesia verwendet werden.

Allerdings können einige primäre Maßnahmen/Techniken, die in anderen Industrien angewendet werden, wie Low-NO_x-Brenner oder die Flammenkühlung, in der Magnesiumoxidindustrie nicht angewendet werden. Low-NO_x-Brenner werden wegen der hohen Brenntemperatur, die zur DBM-Erzeugung notwendig ist, nicht angewendet bzw. können nicht angewendet werden. Diese Art von Brennern arbeitet mit Temperaturen bis

maximal 1600 °C, während die Brenntemperatur zur DBM-Erzeugung bis zu 2200 °C beträgt. Die Technik der Flammenkühlung kann ebenfalls wegen der nötigen hohen Temperaturen nicht angewendet werden.

Um für die Magnesiumoxidindustrie anwendbar zu sein, muss die Technik der gestuften Verbrennung weiterentwickelt werden. In 2007 wurde die gestufte Verbrennung in der Magnesiumoxidindustrie nicht angewandt.

Sekundäre Maßnahmen/Techniken
In 2008 wurde die *selektive nicht-katalytische Reduktion (SNCR)* nicht zur NO_x-Minderung in der Magnesiumoxidindustrie der EU-27 angewandt, weil die SNCR-Technik in einem Temperaturfenster zwischen 800 und 1000 °C betrieben wird, während die DBM-Erzeugung ein endothermischer Prozess ist, dessen Abgas dieses Temperaturfenster nicht erreicht. Während des Prozesses, in dem das Material entsäuert wird, liegt die Temperatur in einem Bereich zwischen 500 und 800 °C. Eine stabile Abgastemperatur von mehr als 800 °C ist nur erreichbar, wenn dem Prozess eine große Menge an zusätzlicher Energie zugeführt wird, um die für das SNCR-Verfahren benötigte Temperatur zu erreichen. Dies würde unter anderem zu einer deutlichen Steigerung der Energiekosten führen.

In einer Machbarkeitsstudie, die in den späten 90er Jahren durchgeführt wurde, wurde die *selektive katalytische Reduktion (SCR)* zur NO_x-Minderung in der DBM-Industrie sowohl technisch als auch wirtschaftlich als riskant angesehen. Dies war hauptsächlich der ungewissen Lebensdauer der Katalysatoren sowie den sehr schädlichen Eigenschaften des Abgases geschuldet [108, European Commission, 2006].

Die SCR-Technik arbeitet in einem Temperaturfenster zwischen 300 und 400 ºC. NO und NO_2 werden durch Verwendung von NH_3 und einem Katalysator zu N_2 reduziert. Der Prozess erfordert eine gute Durchmischung des Abgases mit dem Reduktionsmittel, eine optimierte Eindüsungstemperatur und eine ausreichende Verweilzeit im optimalen Temperaturfenster.

In 2008 wurde die SCR-Technik nicht zur NO_x-Minderung in der Magnesiumoxidindustrie der EU-27 angewandt. Die Katalysatoren sind Magnesia gegenüber sehr empfindlich. Wegen der hohen Staublast muss das Abgas, z. B. durch Einsatz von Gewebefiltern, entstaubt werden, bevor es den SCR-Katalysator passiert. Bevor das Abgas durch spezielle Gewebefilter gereinigt wird, muss es wegen seiner hohen Temperatur allerdings auf maximal 250 °C abgekühlt werden. Anschließend muss es für die Anwendung der SCR-Technik wieder auf das benötigte Temperaturniveau von 300 bis 400 ºC aufgeheizt werden. Dieses erfordert zusätzliche Energie und kann zu zusätzlichen Emissionen, z. B. von CO_2, führen.

Wirtschaftliche Aspekte
Katalytische Prozesse sind üblicherweise mit hohen Investitionskosten verbunden.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Magnesiumoxidanlagen in der EU-27, die primäre Maßnahmen/Techniken zur Minderung der NO_x-Emissionen anwenden.
[46, Germany, 2006], [54, EuLA, 2006], [85, CEMBUREAU, 2006], [108, European Commission, 2006], [109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

3.4.7.2 Minderung der CO-Emissionen

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Soweit möglich, reduziert die Auswahl von Rohmaterialien mit einem geringen Gehalt an organischer Substanz die CO-Emissionen. Eine kontinuierliche Überwachung der Brenntemperatur und eine kontrollierte Brennstoffzugabe beeinflusst ebenfalls die CO-Emissionen, z. B. durch

- Verwendung von gewichtsgesteuerten Beschickern und Präzisions-Zellenradschleusen für die Zuführung von Petrolkoks und/oder
- Verwendung von Durchflussmessern und Präzisionsventilen zur Regulierung der Zufuhr von Schweröl oder Gas zum Ofenbrenner.

Eine vollständige und ordnungsgemäße Verbrennung ist wesentlich, um die CO-Emissionen zu mindern. Die Luftzuführung vom Kühler, die Primärluft sowie der Zug vom Kamin kann gesteuert werden, um einen Sauerstoffüberschuss von 1 % (Sinter) bis 1,5 % (kaustisch) während der Verbrennung aufrecht zu erhalten. Wenn bei periodischen Abgasanalysen hohe CO-Konzentrationen (150 mg/Nm^3) festgestellt werden, können diese Emissionen durch eine Änderung der Luft- und Brennstoffzufuhr gemindert werden.

Zudem können die CO-Emissionen durch Änderung der Eindringtiefe des Brenners vermindert werden [108, European Commission, 2006]. Die CO-Emissionen werden gemessen, um den Prozess zu optimieren (Prozessoptimierung) und die (vollständige) Verbrennung der Brennstoffe zu kontrollieren.

In einigen Fällen und unter bestimmten Bedingungen können die Maßnahmen/Techniken für den Umgang mit CO-Trips, die für Zementöfen mit Elektrofiltern entwickelt wurden, ebenfalls in der Magnesiumoxidindustrie angewendet werden. Informationen und ein Leitfaden zur Begrenzung von CO-Trips ist dem Zementkapitel dieses Dokuments in Abschnitt 1.4.4 sowie Abschnitt 4.2.6 zu entnehmen.

Medienübergreifende Effekte
Kein Thema.

Betriebsdaten
Es wurden CO-Emissionen zwischen 33 und 1000 mg/Nm^3 berichtet.

Die Gesamtmenge an CO_2 pro Tonne erzeugtem MgO ergibt sich aus der Summe von prozess- und brennstoffbedingtem CO_2. Der CO_2-Anteil aus den Brennstoffen liegt – je nach Produkt – in einem Bereich von 0,35 – 0,59 t_{CO2}/t_{MgO} für Erdgas und etwa 0,813 t_{CO2}/t_{MgO} für den ‘OECD-Brennstoffmix’. Der prozessbedingte CO_2-Anteil (durch die Kalzinierung des Magnesits zu Magnesiumoxid) beträgt 1 t_{CO2}/t_{MgO}.

Anwendbarkeit
Diese Maßnahme/Technik ist grundsätzlich in der Magnesiumoxidindustrie anwendbar.

Wirtschaftliche Aspekte
Hierzu wurden keine Daten bereitgestellt.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Magnesiumoxidanlagen in der EU-27.
[46, Germany, 2006], [54, EuLA, 2006] [85, CEMBUREAU, 2006], [108, European Commission, 2006], [109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

3.4.7.3 Minderung der SO_2-Emissionen

Beschreibung
Die SO_2-Emissionen hängen hauptsächlich vom Schwefelgehalt der Brennstoffe ab. Schwefelemissionen aus dem Rohmaterial (Magnesit) hängen vom Schwefelgehalt des Rohmaterials ab. Sie sind wegen des geringen Schwefelgehalts der meisten Rohmaterialien im Allgemeinen niedrig. Allerdings können die SO_2-Emissionen aus den Rohmaterialien in einigen Fällen 50 bis 100 % der gesamten SO_2-Emissionen ausmachen.

In der Magnesiumoxidindustrie werden verschiedene Entschwefelungsmaßnahmen/-techniken zur SO_2-Minderung angewendet, z. B.
- Nassentstaubung (Nasswäscher),
- Trockensorption,
- Flugstromsorptionsverfahren (Injektion von festen oder flüssigen Sorptionsmitteln in den Abgasstrom),
- Regenerationsverfahren (zur Gewinnung von Schwefelsäure)

Technische Informationen und Erklärungen zum Betrieb von Nasswäschern können dem Zementkapitel in Abschnitt 1.4.5.2.2 entnommen werden.

Bei Anwendung des Flugstromsorptionsverfahrens ist eine ausreichende Verweilzeit des Abgases zwischen Injektionsstelle und Entstaubungsaggregat sehr wichtig, um eine hoch wirksame Absorption zu erreichen. Reaktive MgO-Sorten werden bereits als ein effizientes Sorptionsmittel für SO_2 in anderen Branchen, z. B. bei thermischen Kraftwerken, angewandt. Trotz ihrer geringeren Wirksamkeit im Vergleich zu anderen Maßnahmen/Techniken hat die Anwendung dieser Maßnahme/Technik in der Magnesiumoxidindustrie zwei Vorteile: zum einen geringere Investitionskosten, zum anderen wird der Filterstaub nicht mit anderen Substanzen verunreinigt. Der gesammelte Filterstaub kann also wiederverwendet und den Produkten zugegeben werden, so dass das Abfallaufkommen minimiert wird.

Technische Informationen und Erklärungen zur Anwendung des Flugstromsorptionsverfahrens (der Zugabe von Absorbentien) in anderen Branchen können weiterhin dem Zementkapitel in Abschnitt 1.4.5.2.1 und dem Kalkkapitel in Abschnitt 2.4.6.2 entnommen werden.

Erreichte Umweltentlastungeffekte
Minderung der SO_2-Emissionen. Durch eine Nassentstaubung mit Venturi-Wäscher können die Emissionen an flüchtigen Stoffen, Staub sowie HCl und SO_2 gemindert werden.

Medienübergreifende Effekte
Minimierung des Abfallanfalls (Wiederverwendung des Filterstaubs).
Beim Verwendung von Nassentstaubern (Nasswäschern) können Wasseremissionen anfallen.

Betriebsdaten
Bei Einsatz schwefelreicher Brennstoffe wie Petrolkoks sowie eines Nasswäschers zur SO_2-Minderung, wurden bei Einzelmessungen SO_2-Emissionen im Bereich von 17,1 – 50 mg/Nm^3 festgestellt. Bei Einsatz von Erdgas wurden SO_2-Emissionswerte von 10 mg/Nm^3 erreicht [109, RHI AG, 2006].

Bei der Erzeugung von kaustischer Magnesia in Drehrohöfen werden etwa 40 % des Schwefeldioxids aus den Brennstoffen zurückgehalten, hauptsächlich im Filterstaub.

Anwendbarkeit
Diese Maßnahmen/Techniken können grundsätzlich in der Magnesiumoxidindustrie angewendet werden. Wie in Abschnitt 3.4.6.2.3 beschrieben, entfernen Nassentstauber mit Venturiwäscher neben HCl und SO_2 auch flüchtige Substanzen und Staub. Diese Maßnahme/Technik wird in anderen Branchen als wirksam angesehen.

Bei Anwendung des Flugstromsorptionsverfahrens ist eine ausreichende Verweilzeit des Abgases zwischen Injektionsstelle und Entstaubungsaggregat sehr wichtig, um eine hoch wirksame Absorption zu erreichen.

Wirtschaftliche Aspekte
In der MgO-Industrie kann die Installation eines Nasswäschers mit Investitionskosten von etwa 2 – 3 Millionen Euro verbunden sein. Weiterhin können beispielhafte Kostenangaben für SO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken in der Zementindustrie den Abschnitten 1.4.3 und 1.4.8.3 dieses Dokuments entnommen werden.

Abhängig von der angewendeten Maßnahme/Technik können Abgasentschwefelungsverfahren mit hohen Investitionskosten verbunden sein.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Anlagen in Österreich, Spanien und weiteren Mitgliedsstaaten der EU-27.
[109, RHI AG, 2006] [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

3.4.8 Allgemeine Hinweise zu Prozessrückständen/Abfällen

Prozessrückstände wie die vielfältigen Arten von Magnesiumkarbonatstaub, die erfasst werden, sollten – soweit möglich – in den Produktionsprozess zurückgeführt oder in marktfähigen Produkten verwertet werden. Weiterhin sollten Schlämme aus nassen Abgasentschwefelungsverfahren (nach dem Absetzen und/oder einer Filtration) im Prozess oder in anderen Branchen wiederverwertet werden, soweit dies aufgrund ihrer Eigenschaften möglich ist.

Für Materialien, die nicht verwertet werden können, z. B. Verpackungsabfälle oder Abfälle aus der Wartung bestimmter Anlagenteile, könnten alternative Verwendungsmöglichkeiten gefunden werden.

3.4.9 Lärm

Beschreibung und erreichte Umweltentlastungeffekte
Die Gewinnung und Aufbereitung der Rohmaterialien sowie die DBM-Erzeugung beinhaltet zwangsläufig laute Betriebsvorgänge. Lärmemissionen entstehen während der gesamte Prozesskette und können bei verschiedenen Prozessschritten auftreten, z. B. bei den Brech- und Mahleinrichtungen, Mahl- und Vorbereitungsaggregaten, den Öfen selbst, dem Aufgabesystem der Öfen, den Förderbändern, Filtereinrichtungen, dem Kühlsystem der Öfen etc. Der Betrieb von großen und schweren Maschinen sowie Gebläsen kann Lärmemissionen und Erschütterungen verursachen. Oft kann eine Minderung der Lärmemissionen durch die Anwendung direkter Maßnahmen/Techniken an der Quelle des Lärms erreicht werden, z. B. durch

- Einhausung der lauten Aggregate
- Lärmminderung durch Benutzung schalldichter Gebäude
- Isolierung von Rohren und Gebläsen, die in schalldichten Gebäuden untergebracht werden
- Lärmschutzwände
- Schalldämpfer an Abgaskaminen
- Schalldämpfer an Filtergebläsen
- Verwendung schalldichter Module für technische Aggregate (z. B. Kompressoren)
- Verwendung von Gummischilden bei Mühlen (zur Vermeidung von Stößen von Metall auf Metall).

Wenn die obengenannten Lärmschutzmaßnahmen/-techniken nicht angewendet werden können und eine Verlagerung der lauten Aggregate innerhalb eines Gebäudes, z. B. wegen der Größe der Öfen und ihrer Nebeneinrichtungen, nicht möglich ist, müssen sekundäre Lärmschutzmaßnahmen/-techniken ergriffen werden, z. B. Gebäude errichtet oder Bäume und Büsche zwischen den schutzbedürftigen Zonen und Lärmquellen wie Öfen oder Lagerplätzen angepflanzt werden. Türen und Fenster der eingehausten Bereiche müssen während lauter Betriebsvorgänge geschlossen bleiben.

Natürliche Lärmbarrieren wie Bürogebäude, Mauern, Bäume oder Büsche können genutzt werden, um Lärmemissionen zu mindern. Die Anlagen sind gefordert, im Einklang mit den nationalen Regelungen Lärmminderungsstandards einzuhalten.

Weitere Informationen zur Lärmminderung und Lärmminderungsplänen sind dem Kalkkapitel in Abschnitt 2.4.5 dieses Dokuments zu entnehmen.

Medienübergreifende Effekte
Durch Maßnahmen/Techniken zum Lärmschutz können zusätzliche Investitions- und Instandhaltungskosten anfallen.[44]

Betriebsdaten
Keine Daten verfügbar.

Anwendbarkeit
Maßnahmen/Techniken zur Lärmminderung können grundsätzlich in der Magnesiumoxidindustrie angewendet werden (siehe Abschnitt 3.3.3.4).

Wirtschaftliche Aspekte
Durch Maßnahmen/Techniken zum Lärmschutz können zusätzliche Investitionskosten anfallen.

Treibende Kraft für die Umsetzung
Rechtliche Anforderungen.

Referenzanlagen und -literatur
Magnesiumoxid-/Magnesiaanlagen in Österreich, Spanien und weiteren Staaten der EU-27.
Weitere Informationen zur Lärmminderung und zu Lärmminderungsplänen sind dem Kalkkapitel in Abschnitt 2.4.5 zu entnehmen.
[45, Schorcht, 2006] [109, RHI AG, 2006], [110, Spanish MgO producers, 2006/2008], [165, EUROMINES, 2006]

3.4.10 Umweltmanagementsysteme

Umweltmanagementsysteme werden im Zementkapitel in Abschnitt 1.4.12 dieses Dokuments beschrieben.

[44] Anm. der Übersetzer: Vermutlich ein Übertragungsfehler – Informationen zu Kosten gehören ggf. unter die Überschrift „wirtschaftliche Aspekte“ (wo bereits ein weitgehend identischer Satz steht), nicht zu den „medienübergreifenden Aspekten“.

3.5 Beste verfügbare Techniken für die Magnesiumoxiderzeugung über die trockene Verfahrensroute auf der Basis von abgebautem, natürlichem Magnesit

Um das Kapitel und seinen Inhalt zu verstehen, wird die Aufmerksamkeit des Lesers auf das Vorwort dieses Dokuments und speziell auf dessen fünften Abschnitt „Anleitung zum Verständnis und zur Benutzung des Dokuments“ gelenkt. Die Techniken und die damit verbundenen Emissionen- und/oder Verbrauchswerte oder -wertebereiche, die in diesem Kapitel präsentiert werden, wurden in einem iterativen Prozess mit Hilfe folgender Schritte bewertet:

- Identifikation der wesentlichen Umweltaspekte der Branche – der Erzeugung von Magnesiumoxid. Diese sind der Energieeinsatz und die Luftemissionen;
- Untersuchung der Techniken, die für diese Umweltaspekte am relevantesten sind;
- Identifizieren des besten Umweltleistungsniveaus auf Basis der in der EU und weltweit verfügbaren Daten,
- Untersuchung der Bedingungen, unter denen dieses Leistungsniveau erreicht wurde, z. B. der Kosten, medienübergreifender Effekte und der Haupttriebkräfte zur Einführung dieser Techniken,
- Auswahl der „Besten Verfügbaren Techniken“ (BVT) und der damit verbundenen Emissionen- und/oder Verbrauchswerte für diese Branche im allgemeinen Sinne entsprechend Artikel 2 Absatz 12 und Anhang IV der Richtlinie.

In jedem diese Schritte und der Art, wie diese Informationenen hier präsentiert werden, hat die Bewertung durch Experten des europäischen IPPC-Büros und der zuständigen Technischen Arbeitsgruppe (engl. Abkürzung: *TWG*) eine entscheidende Rolle gespielt.

Auf der Basis dieser Bewertung werden in diesem Kapitel die BVT und, soweit möglich, Emissionen- und Verbrauchswerte bei der Anwendung dieser Techniken präsentiert, die für die gesamte Branche als geeignet angesehen werden und in vielen Fällen bereits von Anlagen in der Branche erreicht werden. Wenn „mit den besten verfügbaren Techniken verbundene“ Emissionen- oder Verbrauchswerte angegeben werden, dann ist das so zu verstehen, dass diese Werte das Umweltleistungsniveau darstellen, das bei Anwendung der dargestellten Techniken in dieser Branche angenommen werden kann, unter Berücksichtigung des in der Definition von BVT geforderten ausgewogenen Kosten-Nutzen-Verhältnisses. Jedoch sind dies weder Emissionen- noch Verbrauchsgrenzwerte und sollten auch nicht als solche verstanden werden. In einigen Fällen könnte es technisch möglich sein, bessere Emissionen- oder Verbrauchswerte zu erreichen, aber wegen der damit verbundenen Kosten oder medienübergreifender Betrachtungen werden jene Werte nicht als geeignet angesehen, um BVT für die gesamte Branche zu sein. Jedoch können diese Werte in Sonderfällen als gerechtfertigt angesehen werden, wenn es besonderen Handlungsbedarf gibt.

Die Emission- und Verbrauchswerte, die mit der Anwendung von BVT verbunden sind, sind gemeinsam mit den angegebenen Referenzbedingungen (z. B. Mittelungszeiträumen) zu betrachten.

Der Begriff der „mit der Anwendung von BVT verbundenen Werte“ ist von dem an anderer Stelle im vorliegenden Dokument verwendeten Begriff der „erreichbaren Werte“ zu unterscheiden. Wenn ein Wert als bei Anwendung eines bestimmten Verfahrens oder einer Verfahrenskombination als „erreichbar“ beschrieben wird, so ist dies so zu verstehen, dass bei Verwendung dieser Techniken in einer gut gewarteten und betriebenen Anlage oder einem solchen Prozess die Einhaltung dieses Wertes über einen längeren Zeitraum erwartet werden kann.

Soweit verfügbar, wurden bei der Beschreibung der Techniken im vorangegangenen Kapitel auch Kostendaten (siehe Abschnitt 3.4) angegeben. Diese geben einen groben Hinweis auf die Höhe der damit verbundenen Kosten. Die tatsächlichen Kosten, die mit der Anwendung einer Technik verbunden sind, hängen jedoch stark von der spezifischen Situation ab, z. B. von Steuern, Abgaben, Subventionen und den technischen Besonderheiten der betreffenden Anlage. Es ist nicht möglich, solche anlagenspezifischen Faktoren vollständig in diesem Dokument zu beurteilen. Bei Nichtverfügbarkeit von Kostendaten werden Schlussfolgerungen über die wirtschaftliche Tragfähigkeit aus der Beobachtung bestehender Anlagen gezogen.

Die in diesem Abschnitt präsentierten BVT (einschließlich der damit verbundenen Emissionen- und Verbrauchswerte) sind BVT im allgemeinen Sinn, d. h. werden für die Branche insgesamt als geeignet angesehen. Es wird angestrebt, dass sie als Bezugspunkt zur Bewertung der Leistung einer bestehenden Anlage oder einer Planung für eine neue Anlage herangezogen werden. Auf diese Weise werden sie die Festlegung geeigneter, auf BVT basierender Anforderungen an eine Anlage oder die Einführung allgemeinverbindlicher Rechtsvorschriften entsprechend Artikel 9 Absatz 8 der IVU-Richtlinie unterstützen. Für neue Anlagen ist vorgesehen, dass diese so geplant werden, dass sie das in diesem Abschnitt beschriebene BVT-Niveau oder ein besseres Niveau erreichen. Es besteht ebenso die Ansicht, dass bestehende Anlagen – je nach technischer und ökonomischer Machbarkeit im Einzelfall – sich dem BVT-Niveau annähern oder darüber hinausgehen könnten.

Wenngleich die BVT-Merkblätter keine rechtsverbindlichen Standards setzen, dienen sie dazu, Industrie, Mitgliedsstaaten und Öffentlichkeit richtungsweisende Informationenen über erreichbare Emissionen- und Verbrauchswerte bei Anwendung bestimmter Techniken zu geben. Die für den Einzelfall geeigneten Genehmigungsanforderungen sind auf der Grundlage der Ziele der IVU-Richtlinie und der lokalen Umstände festzulegen.

Die in diesem Dokument genannten BVT für die Magnesiumoxidindustrie (unter Verwendung der trockenen Verfahrensroute) berücksichtigen allgemeine und spezielle Techniken, die in der Magnesiumoxidindustrie angewendet werden können. “Beste Verfügbare Techniken” für eine bestimmte Anlage werden in der Regel die Verwendung einer einzelnen oder einer Kombination der in diesem Abschnitt genannten BVT sein.

Wenn Techniken, die für sich als BVT identifiziert wurden, in Kombination genutzt werden können, sollten die Effekte dieser Kombination bei der Festlegung der auf BVT basierenden Genehmigungsanforderungen für den Einzelfall Berücksichtigung finden.

Empfehlung für die Nutzer/Leser dieses Dokuments:

Es wird dringend empfohlen, Abschnitt 3.5[45] in Verbindung mit Abschnitt 3.4 zu lesen, weil die in Abschnitt 3.4 enthaltenen Betrachtungen hinsichtlich der Anwendbarkeit der Techniken berücksichtigt werden müssen. Um den Leser dabei zu unterstützen, wurden in Abschnitt 3.5 Querverweise zu Abschnitt 3.4 eingefügt.

Die in diesem Abschnitt genannten Emissionenwerte sind als Tagesmittelwerte unter Standardbedingungen angegeben. Für die Messung der Volumenströme und der Konzentrationswerte in den Ofenabgasen gelten die nachfolgenden Standardbedingungen, die ebenfalls dem Glossar zu entnehmen sind:

Nm^3/h	Volumenstrom: Wenn in diesem Abschnitt nicht anders angegeben, beziehen sich die Angaben auf 10 Vol.-% Sauerstoffgehalt und Standardbedingungen
mg/Nm^3	Konzentration: Wenn in diesem Abschnitt nicht anders angegeben, beziehen sich die Konzentrationsangaben für gasförmige Stoffe oder Stoffgemische auf trockenes Abgas, 10 Vol.-% Sauerstoffgehalt und Standardbedingungen
Standard-bedingungen	bezogen auf eine Temperatur von 273 K, einen Atmosphärendruck von 1013 hPa und trockenes Abgas

Wie im Vorwort beschrieben, werden in diesem Dokument keine Emissionengrenzwerte vorgeschlagen. Die besten verfügbaren Techniken und die angegebenen, mit den BVT verbundenen Emissionen- oder Verbrauchswertebereiche beziehen sich auf Anlagen mit unterschiedlichen Ofengrößen, unterschiedlichen Ofenbetriebsarten (z. B. kontinuierlich oder nicht), und unterschiedlich vielen Betriebsstunden pro Jahr. Spezielle lokale Gesichtspunkte können in diesem Dokument nicht umfassend berücksichtigt werden. Bei der Bestimmung geeigneter Genehmigungsanforderungen sind lokale, standortspezifische Faktoren wie die technische Beschaffenheit der betreffenden Anlage, ihr Standort und die lokalen Umweltbedingungen zu berücksichtigen. Allein das Ziel eines hohen Schutzniveaus für die Umwelt als Ganzes erfordert oft ein Abwägen verschiedenartiger Umweltauswirkungen, welches wiederum oft von lokalen Erwägungen beeinflusst wird.

[45] Anm. der Übersetzer: In der englischen Fassung wird hier irrtümlich auf Abschnitt 3.4.7 (“Gasförmige Verbindungen”) verwiesen. Der Verweis wurde in Analogie zu den wortgleichen Absätzen in den Abschnitten 1.5 und 2.5 korrigiert.

Obgleich im vorliegenden Dokument der Versuch unternommen wird, einige dieser Aspekte aufzugreifen, ist eine umfassende Berücksichtigung hier nicht möglich. Somit sind die in Abschnitt 3.5[45] genannten Techniken und Zahlenwerte nicht notwendigerweise auf allen Anlagen übertragbar. Andererseits verlangt die Pflicht zur Sicherung eines hohen Umweltschutzniveaus – einschließlich der Verminderung der weiträumigen oder grenzüberschreitenden Umweltverschmutzung, dass Genehmigungsauflagen nicht nur auf der Basis lokaler Erwägungen festgesetzt werden. Daher ist die vollständige Berücksichtigung der im vorliegenden Dokument enthaltenen Informationenen von größter Bedeutung.

3.5.1 Umweltmanagementsysteme (UMS)

Eine Reihe von Umweltmanagementtechniken wird als BVT angesehen. Der Umfang (z. B. Detaillierungsgrad) und die Art des Umweltmanagementsystems (z. B. standardisiertes oder nicht standardisiertes UMS) wird im Allgemeinen von der Art, der Größe und der Komplexität der Anlage sowie der Breite der von ihr ausgehenden Umweltwirkungen abhängen.

55. BVT ist, ein Umweltmanagementsystem (UMS) einzuführen und anzuwenden, welches die folgenden Elemente (siehe Abschnitt 1.4.12 im Zementkapitel) enthält, soweit dies für die lokalen Gegebenheiten angemessen ist:

(g) Engagement der Unternehmensleitung (das Engagement der Unternehmensleitung wird als Voraussetzung für eine erfolgreiche Umsetzung der anderen Elemente des UMS angesehen)

(h) Beschluss einer Umweltpolitik durch die oberste Managementebene, welche eine kontinuierliche Verbesserung der Anlage vorsieht

(i) Planung und Einführung der notwendigen Verfahrensabläufe, Grundsätze und Ziele, in Verbindung mit einer entsprechenden Finanzplanung und Investitionen

(j) Umsetzung dieser Verfahrensabläufe, mit besonderem Augenmerk auf:
- Struktur und Zuständigkeiten
- Fortbildung, Problembewusstsein und Kompetenz
- Kommunikation
- Einbeziehung der Mitarbeiter
- Dokumentation
- effiziente Prozesssteuerung
- Wartungsroutinen
- Vorbereitung auf Notfälle und Reaktionen im Notfall
- Gewährleistung der Einhaltung der umweltrechtlichen Anforderungen.

(k) Funktionsüberprüfung und Ergreifung von Korrekturmaßnahmen, in besonderem Hinblick auf:
- Anlagenüberwachung und Messungen (siehe Merkblatt über allgemeine Überwachungsgrundsätze, engl. *Reference Document on the General Principles of Monitoring* [151, European Commission, 2003])
- Fehlerbeseitigung und Vorsorgemaßnahmen
- Pflege der Unterlagen/Akten
- unabhängige interne Betriebsprüfungen (soweit praktikabel), um festzustellen, ob das UMS den getroffenen Regelungen entspricht, ordnungsgemäß eingeführt wurde und betrieben wird.

(l) Überprüfung des UMS und seiner weiteren Eignung, Angemessenheit und Wirksamkeit durch die Unternehmensleitung.

Im Folgenden werden drei weitere Elemente genannt, die zwar vorteilhaft sein können, ohne die ein UMS jedoch auch BVT sein kann:

- Validierung des Managementsystems und der Prüfroutinen durch eine akkreditierte Zertifizierungsstelle oder einen externen UMS-Prüfer
- regelmäßige Erstellung und Veröffentlichung (und gegebenenfalls externe Validierung) einer Umwelterklärung, die alle wesentlichen Umweltaspekte der Anlage beschreibt und einen jährlichen Vergleich mit den Umweltgrundsätzen und -zielen wie auch mit Branchenkennziffern ermöglicht
- Einführung und Anwendung eines international anerkannten, freiwilligen Systems wie EMAS oder EN ISO 14001:2004. Dieser freiwillige Schritt könnte dem UMS eine höhere Glaubwürdigkeit verleihen. Insbesondere EMAS, welches alle obengenannten Elemente enthält, bietet eine hohe Glaubwürdigkeit. Allerdings können nicht standardisierte Systeme prinzipiell genauso wirksam sein, wenn sie sachgemäß ausgestaltet und eingeführt werden.

Speziell für die Magnesiumoxidindustrie ist es wichtig, die folgenden Aspekte im UMS zu berücksichtigen:

- die Umweltwirkungen einer möglichen Stilllegung von Anlagen (das ist bei der Projektierung neuer Anlagen zu berücksichtigen),
- die Entwicklung umweltfreundlicherer Techniken und die Verfolgung dieser Entwicklungen,
- soweit praktikabel – die regelmäßige Anwendung von Branchenkennzahlen (Benchmarks) in Hinblick auf Energieeffizienz, Energiesparmaßnahmen, Wahl der eingesetzten Rohstoffe, Luftemissionen, Wassereinleitungen und -verbrauch sowie das Abfallaufkommen.

3.5.2 Allgemeine primäre Maßnahmen/Techniken – Anlagenüberwachung

56. BVT ist, Prozessparameter und Emissionen regelmäßig zu überwachen und zu messen, z. B. durch:

a) kontinuierliche Messungen der Prozessparameter für die Prozessstabilität, z. B. Temperatur, O_2-Gehalt, Druck und Durchflussraten
b) Überwachung und Vergleichmäßigung kritischer Prozessparameter, d. h. von Rohmaterial- und Brennstoffzufuhr, regelmäßiger Beschickung und Sauerstoffüberschuss
c) kontinuierliche oder periodische Messungen (mindestens einmal monatlich, zu einer Zeit, bei der die höchsten Emissionen zu erwarten sind) der Staub-, NO_x-, SO_x-, und CO-Emissionen.

3.5.3 Energieverbrauch

Allgemeine Hinweise hinsichtlich des Energieverbrauchs sind den Abschnitten 3.4.3 und 3.4.5 zu entnehmen.

57. BVT ist, den Wärmeenergieverbrauch durch Anwendung einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken je nach Prozess und erzeugtem Produkt auf 6 – 12 GJ/t zu begrenzen:

a) Anwendung verbesserter und optimierter Ofensysteme und eines reibungslosen und stabilen Ofenprozesses durch:
   I. Optimierung der Prozesssteuerung
   II. Wärmerückgewinnung aus den Abgasen der Öfen und Kühler
b) Einsatz von Brennstoffen mit Eigenschaften, die sich positiv auf den Wärmeenergieverbrauch auswirken (siehe Abschnitte 3.2.2 und 3.4.5).
c) Begrenzung des Luftüberschusses.

Der angegebene Wertebereich spiegelt nur die für das Magnesiumoxidkapitel dieses Dokuments bereitgestellten Informationen wider. Spezifischere Informationen zu den wirksamsten Maßnahmen/Techniken für die jeweils erzeugten Produkte wurden nicht bereitgestellt (siehe auch Abschnitt 3.7).

In diesem Zusammenhang wird auf die Abschnitte 3.4.3 und 3.4.5 verwiesen, in denen verschiedene Maßnahmen/Techniken vorgestellt werden, die einzeln oder in Kombination bei Ofensystemen angewendet werden können. Weiterhin wird in diesem Zusammenhang auf das BVT-Merkblatt zur Energieeffizienz (engl. *Reference Document on Best Available Techniques for Energy Efficiency*) verwiesen [181, European Commission, 2008].

58. BVT ist, den Stromverbrauch durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken zu minimieren:

a) Verwendung von Energie-Managementsystemen
b) Verwendung von Zerkleinerungsaggregaten und anderen elektrischen Geräten mit einer hohen Energieeffizienz (siehe Abschnitt 3.4.3).

3.5.4 Staubemissionen

3.5.4.1 Diffuse Staubemissionen

Allgemeine Hinweise hinsichtlich diffuser Staubemissionen sind Abschnitt 3.4.6.1 zu entnehmen.

59. BVT ist, diffuse Staubemissionen aus staubenden Betriebsvorgängen durch Anwendung einer oder einer Kombination von Maßnahmen/Techniken zu minimieren/zu vermeiden.

In diesem Zusammenhang wird auf Abschnitt 3.4.6.1 verwiesen, in dem verschiedene Maßnahmen/Techniken vorgestellt werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können.

3.5.4.2 Gefasste Staubemissionen aus staubenden Betriebsvorgängen

Dieser Abschnitt präsentiert BVT für Staubemissionen, die bei anderen staubenden Betriebsvorgängen als der Ofenfeuerung auftreten. Allgemeine Hinweise hinsichtlich gefasster Staubemissionen sind den Abschnitten 3.3.3.1 und 3.4.6.2 zu entnehmen.

60. BVT ist, die gefassten Staubemissionen aus staubenden Betriebsvorgängen (siehe Abschnitt 3.4.6.2) durch Einsatz einer Abgasreinigung mit Filter auf weniger als 10 mg/Nm^3 (mit BVT verbundener Emissionswert), angegeben als Mittelwert über den Stichprobenzeitraum (Einzelmessungen über mindestens eine halbe Stunde), zu begrenzen,.

Es ist zu beachten, dass bei kleinen Staubquellen (<10000 Nm³/h) ein Prioritätsansatz in Betracht zu ziehen ist.[46]

Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 3.4.6.2, wo verschiedene Maßnahmen/Techniken präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können.

[46] Anm. der Übersetzer: siehe Fußnote [38] auf S. 318

3.5.4.3 Staubemissionen aus der Ofenfeuerung

Dieser Abschnitt präsentiert BVT für Staubemissionen, die bei der Ofenfeuerung entstehen. Allgemeine Hinweise hinsichtlich gefasster Staubemissionen sind den Abschnitten 3.3.3.1 und 3.4.6.2 zu entnehmen.

61. BVT ist, die Staubemissionen im Abgas aus der Ofenfeuerung durch Anwendung einer Abgasreinigung mit Filter auf <20 – 35 mg/Nm^3 (mit BVT verbundener Emissionswert), angegeben als Tagesmittelwert oder als Mittelwert über den Stichprobenzeitraum (Einzelmessungen über mindestens eine halbe Stunde), zu begrenzen.

Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 3.4.6.2, wo verschiedene Maßnahmen/Techniken präsentiert werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können.

3.5.5 Gasförmige Verbindungen

3.5.5.1 Allgemeine primäre Maßnahmen/Techniken zur Minderung gasförmiger Verbindungen

Allgemeine Hinweise hinsichtlich der Emissionen von gasförmigen Verbindungen sind den Abschnitten 3.3.3.1, 3.4.4, 3.4.5 und 3.4.7 zu entnehmen.

62. BVT ist, die Emissionen von gasförmigen Verbindungen (d. h. NO_x, HCl, SO_x, CO) aus den Abgasen der Ofenfeuerung durch Anwendung einer oder einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken zu mindern:

a) sorgfältige Auswahl und Kontrolle der dem Ofen zugeführten Stoffe
b) Begrenzung des Gehalts an Vorläufersubstanzen in den Brenn- und Rohstoffen, d. h.
   I. Auswahl von Brennstoffen mit geringen Gehalten an Schwefel (soweit verfügbar), Chlor und Stickstoff (siehe Abschnitt 3.4.5)
   II. Auswahl von Rohmaterialien mit einem niedrigen Organikgehalt (siehe Abschnitt 3.4.7.2)
   III. Auswahl von für den Prozess sowie den Brenner geeigneten Sekundärbrennstoffen (siehe Abschnitte 3.2.2 und 3.4.5).
c) Verwendung von Maßnahmen/Techniken zur Prozessoptimierung, um einen gleichmäßigen und stabilen Ofenprozess sicherzustellen, der nahe am stöchiometrischen Luftbedarf betrieben wird (siehe Abschnitt 3.4.4).

3.5.5.2 NO_x-Emissionen

Allgemeine Hinweise hinsichtlich der NO_x-Emissionen sind den Abschnitten 3.3.3.1 und 3.4.7.1 zu entnehmen.

63. BVT ist, die NO_x-Emissionen aus den Abgasen der Ofenfeuerung durch Anwendung einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken (siehe Abschnitt 3.4.7.1) auf <500 – <1500 mg/Nm^3 (mit BVT verbundener Emissionswert), angegeben als Tagesmittelwert für NO_2, zu mindern:

a) geeignete Wahl der Brennstoffe in Verbindung mit einer Begrenzung des Stickstoffgehalts in den Brennstoffen, soweit möglich (siehe Abschnitt **3.4.5**)
b) Prozessoptimierung und verbesserte Feuerungstechnik (siehe Abschnitte **3.4.4** und **3.4.7.1**).

Die höheren, mit BVT verbundenen Emissionswerte beziehen sich auf den Hochtemperaturprozess zur Erzeugung von totgebrannter Magnesia (DBM).

Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt **3.4.7.1**, wo verschiedene Maßnahmen/Techniken zur NO_x-Minderung vorgestellt werden. Allerdings waren zum Zeitpunkt der Erarbeitung des Magnesiumoxid-

kapitels und dieses BVT-Abschnitts (2008) keine Beispiele für eine Anwendung der SNCR- oder SCR-Technik in diesem Sektor bekannt. Dies liegt an der Tatsache, dass die Magnesiumoxiderzeugung ein endothermer Prozess (500 – 800 °C) ist, der das für die SNCR-Technik benötigte Temperaturfenster von etwa 800 – 1100 °C nicht erreicht. Hierfür wäre eine zusätzliche Erhitzung erforderlich. Weiterhin wird die SCR-Technik wegen technischer Unsicherheiten sowie aus wirtschaftlichen Gründen nicht angewandt, hauptsächlich wegen der ungewissen Lebensdauer der Katalysatoren und den sehr schädlichen Eigenschaften des Abgases. Es sind noch einige Forschungs- und Entwicklungsarbeiten zu leisten, bevor die SNCR- oder die SCR-Technik in der Magnesiumoxidindustrie angewendet werden kann.

Wegen der hohen Brenntemperatur von bis zu 2200 °C, die zur DBM-Erzeugung notwendig ist, werden Low-NO_x-Brenner nicht eingesetzt. Diese Art von Brennern arbeitet nur mit Temperaturen von maximal 1600 °C.

In 2007 wurde die Technik der gestuften Verbrennung in der Magnesiumoxidindustrie nicht angewandt. Bevor Sie angewendet werden kann, muss sie weiterentwickelt werden.

3.5.5.3 CO-Emissionen und CO-Trips

3.5.5.3.1 CO-Emissionen

Allgemeine Hinweise hinsichtlich der CO-Emissionen sind dem Abschnitt 3.4.7.2. zu entnehmen.

64. BVT ist, die CO-Emissionen aus den Abgasen der Ofenfeuerung durch Anwendung einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken auf <50 – 1000 mg/Nm³ (mit BVT verbundener Emissionswert), angegeben als Tagesmittelwert, zu begrenzen:

a) Auswahl von Rohmaterialien mit einem niedrigen Organikgehalt, soweit möglich
b) Optimierung der Prozesssteuerung
c) kontrollierte, konstante und kontinuierliche Brennstoffzufuhr.

Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 3.4.7.2, wo verschiedene Maßnahmen/Techniken vorgestellt werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können.

3.5.5.3.2 Minderung der CO-Trips

Allgemeine Hinweise hinsichtlich CO-Trips sind Abschnitt 3.4.7.2 zu entnehmen.

65. Wenn Elektrofilter eingesetzt werden, ist BVT, die Häufigkeit von CO-Trips durch Anwendung der folgenden Maßnahmen/Techniken zu vermindern (siehe Abschnitte 3.4.6.2.1 **und** 3.4.7.2**):**

a) Reduzierung der Stillstände des Elektrofilters
b) Durchführung von kontinuierlichen automatischen CO-Messungen
c) Einsatz von schnellen Mess- und Regelvorrichtungen, einschließlich eines CO-Überwachungssystems mit kurzer Ansprechzeit, das nah an der CO-Quelle angeordnet ist.

Siehe in diesem Zusammenhang Abschnitt 1.4.4 im Zementkapitel und Abschnitt 2.4.6.3 im Kalkkapitel, in denen verschiedene Maßnahmen/Techniken vorgestellt werden, die einzeln oder in Kombination angewendet werden können. Siehe weiterhin Abschnitt **4.2.6**, in dem ein Leitfaden zur Begrenzung von CO-Trips vorgestellt wird.

3.5.5.4 SO_x-Emissionen

Allgemeine Hinweise hinsichtlich der SO_x-Emissionen sind den Abschnitten 3.3.3.1, 3.4.4, 3.4.5 und 3.4.7.3 zu entnehmen.

66. BVT ist, die SO_x-Emissionen aus den Abgasen der Ofenfeuerung durch Anwendung einer Kombination der folgenden primären und sekundären Maßnahmen/Techniken zu begrenzen:

a) Anwendung von Prozessoptimierungsmaßnahmen/-techniken (siehe Abschnitt 3.4.4)
b) Auswahl von Brennstoffen mit einem niedrigen Schwefelgehalt, soweit verfügbar (siehe Abschnitt 3.4.5)
c) Einsatz von Absorptionstechniken, z. B. durch Eindüsung von Absorbentien, trockene Abgasreinigung in Verbindung mit einem Filter, Nasswäscher, Aktivkohle (siehe Abschnitt 3.4.7.3).

Die folgenden SO_x-Emissionswerte sind mit BVT verbundene Emissionswerte:

Parameter	Einheit	mit BVT verbundene Emissionswerte[1) 3)] (Tagesmittelwerte)
SO_x, angegeben als SO_2 Schwefelgehalt im Rohmaterial <0,10 %	mg/Nm^3	<50
SO_x, angegeben als SO_2 Schwefelgehalt im Rohmaterial 0,10 – 0,25 %	mg/Nm^3	50 – 250
SO_x, angegeben als SO_2 Schwefelgehalt im Rohmaterial >0,25 %	mg/Nm^3	250 – 400[2)]

[1)] Die Wertebereiche hängen mit dem Schwefelgehalt der Rohmaterialien zusammen, d. h. bei Einsatz von Rohmaterialien mit einem geringeren Schwefelgehalt sind die niedrigeren Werte der Spanne BVT, bei Einsatz von Rohmaterialien mit einem höheren Schwefelgehalt die oberen Werte der Spanne BVT
[2)] Abhängig von der Rohmaterialzusammensetzung können die SO_2-Emissionswerte in Ausnahmefällen größer als 400 mg/Nm^3 sein
[3)] Bei der Ermittlung der besten Kombination von BVT zur SO_x-Minderung sind die medienübergreifenden Aspekte zu beachten.

Tabelle 3-11: Mit BVT verbundene Emissionswerte für SO_x aus den Abgasen der Ofenfeuerung in der Magnesiumoxidindustrie

3.5.6 Prozessrückstände/Abfälle

Allgemeine Hinweise zu Prozessrückständen/Abfällen sind den Abschnitten 3.3.3.2 und 3.4.8 zu entnehmen.

67. BVT ist, die abgeschiedenen Stäube (verschiedene Arten von Magnesiumkarbonatstaub), soweit praktikabel, im Prozess wiederzuverwenden.

68. Wenn verschiedene Arten des abgeschiedenen Magnesiumkarbonatstaubs nicht wiederverwendet werden können, ist BVT, diese Stäube in anderen marktfähigen Produkten zu verwerten.

69. BVT ist, Schlämme aus der nassen Abgasentschwefelung im Prozess oder in anderen Industriezweigen zu verwerten.

3.5.7 Lärm

Allgemeine Hinweise hinsichtlich Lärm sind den Abschnitten 3.3.3.4 und 3.4.9 zu entnehmen.

70. BVT ist, die Lärmemissionen bei der Magnesiumoxiderzeugung durch Anwendung einer Kombination der folgenden Maßnahmen/Techniken (siehe Abschnitt 3.4.9) zu vermindern / zu minimieren:

a) Einhausung von lauten Betriebsvorgängen / Aggregaten
b) Lärmminimierung durch Verwendung von schalldichten Gebäuden
c) Isolierung von Rohren und Gebläsen, die in schalldichten Gebäuden untergebracht werden
d) Verwendung von Lärmschutzwänden und/oder natürlichen Lärmbarrieren
e) Verwendung von Schalldämpfern an Abgaskaminen
f) Verwendung von Schalldämpfern an Filtergebläsen
g) Verwendung von schalldichten Elementen bei technischen Aggregaten (z. B. Kompressoren)
h) Verwendung von Gummi-Schilden bei Mühlen (zur Vermeidung von Stößen von Metall auf Metall)
i) Errichtung von Gebäuden oder die Anpflanzung von Bäumen und Büschen zwischen den zu schützenden Zonen und den lärmverursachenden Tätigkeiten
j) Schließen der Türen und Fenster der eingehausten Bereiche

3.5.8 Verwendung von Abfällen als Sekundärbrennstoff und/oder als Rohmaterial

Allgemeine Hinweise hinsichtlich des Abfalleinsatzes sind den Abschnitten 3.2.2 und 3.4.5 zu entnehmen. Außerdem wird in diesem Zusammenhang auf die (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie verwiesen [59, European Commission, 2000].

71. Bei Einsatz von Abfällen ist BVT:

a) für den Prozess und den Brenner geeignete Abfälle auszuwählen (siehe Abschnitte 3.2.2 und 3.4.5)

b) ein Qualitätsicherungssystem anzuwenden, welches die Eigenschaften der Abfälle sicherstellt und die einzusetzenden Abfälle nach folgenden Kriterien analysiert:

I. Verfügbarkeit
II. konstante Qualität
III. physikalische Eigenschaften, z. B. Emissionsverhalten, Korngröße, Reaktivität, Brennbarkeit, Heizwert
IV. chemische Eigenschaften, z. B. Chlor-, Schwefel-, Alkali- und Phosphatgehalt sowie Gehalt an relevanten Metallen

c) die Höhe relevanter Parameter bei den einzusetzenden Abfällen zu überwachen, z. B. den Gehalt an Halogenen (gesamt), an Metallen (z. B. Gesamtgehalt an Chrom, Blei, Cadmium, Quecksilber, Thallium) sowie an Schwefel.

In diesem Zusammenhang ist zu beachten, dass bei der Mitverbrennung von Abfällen die Anforderungen der (EU-)Abfallverbrennungsrichtlinie eingehalten werden müssen [59, European Commission, 2000].

3.6 In der Entwicklung befindliche Techniken für die Magnesiumoxidindustrie

Für die Magnesiumoxidindustrie, die sich der trockenen Verfahrensroute bedient, wurden noch keine in der Entwicklung befindlichen Techniken berichtet.

3.7 Schlussbemerkungen und Empfehlungen

Ablauf des Arbeitsprozesses

Die Auftaktsitzung zur Revision des BVT-Merkblatts Zement- und Kalkindustrie fand im September 2005 statt. Die technische Arbeitsgruppe (engl. Abkürzung: *TWG*) war sich einig, den Geltungsbereich dieses Dokuments zu erweitern und als zusätzlichen industriellen Sektor die Erzeugung von Magnesiumoxid (MgO/Magnesia) über die trockene Verfahrensroute in dieses BVT-Merkblatt aufzunehmen. Nach Ablauf des Zeitraums für die Datenbeschaffung fand im Februar 2007 eine zweite TWG-Sitzung statt, um zu prüfen und sich zu einigen, welche Informationen und Daten für die Revision des BVT-Merkblatts verwendet werden sollten. Weiterhin beantragte die TWG eine Ausnahme vom allgemeinen Verfahren für den Revisionsprozess in der Form, dass die Diskussion über die Kapitel 1 – 4 und die BVT-Schlussfolgerungen in drei Kapiteln –zu Zement, Kalk und Magnesiumoxid – getrennt geführt werden kann.

Auf Basis dieses Antrags der TWG und des allgemeinen Ablaufplans für die Revision der BVT-Merkblätter vom Dezember 2005, stimmte das IEF zu, die Diskussion der Kapitel 1 – 4 und der BVT-Schlussfolgerungen in drei Kapiteln – zu Zement, Kalk und Magnesiumoxid – getrennt zu führen.

Der erste Entwurf beinhaltete die revidierten Abschnitte 1 – 4 und 6 der drei Kapitel zu Zement, Kalk und Magnesiumoxid, und wurde im September 2007 zur Kommentierung veröffentlicht. Der zweite Teil des ersten Entwurfs enthielt die Abschnitte mit den bei der Bestimmung von BVT zu berücksichtigenden Techniken (Abschnitte 1.4, 2.4 und 3.4) und die BVT-Abschnitte der drei Kapitel (Abschnitte 1.5, 2.5 und 3.5), und wurde im Mai 2008 zur Kommentierung veröffentlicht. Die abschließende TWG-Sitzung fand im September 2008 statt.

Das Projekt der ersten Revision dieses BVT-Merkblatts, welches der Wegbereiter für die Revision der ersten Runde von BVT-Merkblättern war, stieß allgemein auf hohes Interesse. Zur Zeit der Auftaktsitzung hatte die TWG mehr als 110 Mitglieder.

Auf der Grundlage des allgemeinen Ablaufplans für die Revision der BVT-Merkblätter vom Dezember 2005, beinhaltete die Revision des BVT-Merkblatts für die Zement- und Kalkindustrie keine komplette Neufassung der im Dezember 2001 veröffentlichten Dokuments, sondern eine Aktualisierung und Ergänzung um weitere Informationen, bei denen (z. B. hinsichtlich der Techniken) geprüft wurde, ob diese sich auf die BVT-Schlussfolgerungen auswirken können. Der Informationsaustausch und die Datensammlung erfolgten auf Basis der Wünsche der TWG und der auf der zweiten TWG-Sitzung vom Januar 2007 getroffenen Beschlüsse. Der vom IEF im April 2008 beschlossene Leitfaden für die Datensammlung wurde in diesem Prozess nicht angewendet.

Verwendete Informationsquellen, Erarbeitung des MgO-Kapitels und fortbestehende Lücken

Das MgO-Kapitel wurde komplett neu erarbeitet und basiert auf sechs Dokumenten und fünf Informationsquellen aus der Industrie sowie aus einem Mitgliedsstaat. Die Berichte wurden von EUROMINES, dem Industrieverband, der die europäischen MgO-Erzeuger vertritt, sowie dem Mitgliedsstaat Österreich bereitgestellt. Diese Dokumente können als die Bausteine des MgO-Kapitels angesehen werden.

Weitere hilfreiche Informationen lieferte der Besuch einer Anlage zur MgO-Erzeugung in Österreich.

Es ist zu beachten, dass es in 2008 in der EU-27, soweit Informationen verfügbar waren, nun neun bekannte Produzenten von Magnesiumoxid mit insgesamt 14 Anlagen gab, so dass die Anzahl der Sintermagnesit erzeugenden Anlagen entsprechend niedrig ist.

Trotz der vielen, sehr hilfreichen Informationen und vieler Kommentare zu verschiedenen Aspekten, muss auf einige Informations- und Datenlücken und die damit verbundenen Konsequenzen für das MgO-Kapitel hingewiesen werden::

- Es fehlen Informationen zum Energieverbrauch der verschiedenen Ofenarten in Verbindung mit bestimmten Produkten, einschließlich der besten Leistungswerte. Der in der BVT-Schlussfolgerung zum Energieverbrauch (BVT-Schlussfolgerung Nr. 58, Abschnitt 3.5.3) angegebene Wertebereich spiegelt nur die für dieses BVT-Merkblatt bereitgestellten Informationen wider. Genauere Informationen zu den leistungsfähigsten Techniken für die jeweiligen Produkte wurden nicht bereitgestellt.
- Es fehlen Informationen zur Emissionsüberwachung und den angewendeten Messhäufigkeiten, z. B. bei periodischen Messungen.
- Zur Minderung der NO_x-Emissionen wurden in 2008 nur primäre Maßnahmen/Techniken angewandt. Sekundäre Maßnahmen/Techniken wie SCR und SNCR sind in der MgO-Industrie aus verschiedenen technischen Gründen noch nicht anwendbar; allerdings besteht hier noch Untersuchungsbedarf. Vor diesem Hintergrund wurde die BVT-Schlussfolgerung zu den NO_x-Emissionen (BVT-Schlussfolgerung Nr. 63, Abschnitt **3.5.5.2**) mit Erläuterungen versehen.
- Es fehlt an Informationen zu den SO_x-Emissionen – einerseits aus dem Rohmaterial, andererseits aus den Brennstoffen – sowie zu den Techniken zu ihrer Minderung
- Es fehlen Informationen hinsichtlich der Häufigkeit und Dauer von CO-Trips beim Einsatz von Elektrofiltern, so dass die entsprechende BVT-Schlussfolgerung auf qualitativen Annahmen basiert
- Es gab keine Informationen zu in der Entwicklung befindlichen Techniken.

Konsensniveau bei der abschließenden TWG-Sitzung

Die Schlussfolgerungen aus den Arbeiten am MgO-Kapitel wurden bei der abschließenden TWG-Sitzung im September 2008 angenommen. Die wichtigsten Diskussionsthemen bei dieser abschließenden TWG-Sitzung waren die BVT-Schlussfolgerungen. Die vorgeschlagenen BVT für die MgO-Industrie wurden Schritt für Schritt diskutiert.

Ein Diskussionspunkt war, ob in den Schlussbemerkungen und Empfehlungen ausdrücklich auf die Schwierigkeit des Umgangs mit solchen Informationen eingegangen werden soll, die erst sehr spät – während der abschließenden Sitzung und danach – bereitgestellt wurden. Dies traf insbesondere auf Informationen und Daten zum Einsatz von schwefelreichem Petrolkoks, den damit verbundenen SO_x-Rohgaswerten und der Verfügbarkeit und Anwendbarkeit von SO_x-Minderungstechniken zu. Es wurde von der TWG betont und entschieden, dass BVT zur Minderung der gasförmigen Emissionen im Allgemeinen die Anwendung einer einzelnen oder einer Kombination von primären Maßnahmen/Techniken ist (siehe Abschnitt 3.5.5.1, BVT-Schlussfolgerung Nr. 62). Weiterhin wurde in der TWG entschieden, dass BVT zur Minderung der SO_x-Emissionen die Anwendung einer Kombination von primären und sekundären Maßnahmen/Techniken ist (siehe Abschnitt **3.5.5.4**, BVT-Schlussfolgerung Nr. 66).

Auf der abschließenden Sitzung gab es eine detaillierte Diskussion hinsichtlich der mit BVT verbundenen SO_x-Emissionswerte, insbesondere im Falle von Rohmaterialien mit einem Schwefelgehalt von >0,25 % (siehe BVT-Schlussfolgerung Nr. 66 in Abschnitt 3.5.5.4). Einige TWG-Mitglieder aus der Magnesiumoxidindustrie waren der Meinung, dass dieser mit BVT verbundene Emissionswert wegen der hohen Ausgangskonzentrationen, vor allem bedingt durch den Einsatz schwefelreicher Brennstoffe, nicht erreicht werden kann. Allerdings wurde durch detaillierte und überzeugende technische Argumente dargelegt, dass bei Anwendung einer Kombination von primären und sekundären Maßnahmen/Techniken (siehe BVT-Schlussfolgerungen Nr. 62 und 66) SO_x-Emissionen von 400 mg/Nm^3 im Tagesmittel erreicht werden können. Eine Begründung für einen mit BVT verbundenen SO_x-Emissionswert oberhalb von 400 mg/Nm^3 konnten die TWG-Mitglieder nicht liefern. Allerdings bestand Einigkeit in der TWG, dass in Ausnahmefällen aus Gründen der Rohmaterialbeschaffenheit die SO_2-Emissionswerte 400 mg/Nm^3 überschreiten können. Die TWG-Mitglieder aus der Magnesiumoxidindustrie verwiesen auf die sehr hohen SO_x-Rohgaswerte durch den Einsatz von schwefelreichem Petrolkoks als alleinigem Brennstoff.

Es wurde darauf hingewiesen, dass verschiedene Arten von Petrolkoks auf dem Markt verfügbar sind. Informationen hinsichtlich der Brennstoffauswahl einschließlich eines Vergleichs der Brennstoffe in Hinblick auf spezifische Kosten und Schwefelgehalte sind in diesem BVT-Merkblatt enthalten (siehe Abschnitte 3.4.5

und Abbildung 3.13). Allerdings waren keine Information zu den unterschiedlichen Schwefelgehalten verschiedener Petrolkoksarten verfügbar. Zudem könnten die SO_x-Rohgaswerte durch eine Umstellung auf andere Brennstoffe außer Petrolkoks oder auf Petrolkoksarten mit einem geringeren Schwefelgehalt begrenzt werden (siehe Abschnitt 3.5.5.1, BVT-Schlussfolgerung Nr. 62). Weiterhin ist – wie in BVT-Schlussfolgerung Nr. 66 (siehe Abschnitt 3.5.5.4) festgehalten – eine Kombination aus primären und sekundären Maßnahmen/Techniken anzuwenden. Außerdem sollten medienübergreifende Aspekte bei der Bewertung der besten Kombination von BVT zur SO_x-Minderung beachtet werden. Artikel 9 Absatz 4 der IVU-Richtlinie (2008/1/EC) ermöglicht, lokale Erwägungen bei der Begründung von Genehmigungsauflagen heranzuziehen.

Bei der abschließenden TWG-Sitzung im September 2008 wurde weitgehend Einigkeit über die Besten Verfügbaren Techniken für die MgO-Industrie erzielt; es wurden keine abweichenden Standpunkte zu Protokoll gegeben. Daher kann der Informationsaustausch – auch in der Rückschau über den gesamten Zeitraum des Prozesses – als erfolgreich angesehen werden.

Empfehlungen für die weitere Arbeit

Der Informationsaustausch und sein Ergebnis hinsichtlich der Magnesiumoxidindustrie, d. h. das Magnesiumoxidkapitel in diesem Dokument, stellen einen wichtigen Fortschritt auf dem Weg zur integrierten Vermeidung und Verminderung von Umweltverschmutzungen bei der Magnesiumoxiderzeugung dar. Der Prozess könnte durch weiterführende Arbeiten in folgenden Bereichen fortgesetzt werden:

- Sammlung von Daten unter Beachtung der Hinweise aus dem im April 2008 vom IEF beschlossenen Leitfaden, um die Leistungsfähigkeit bestimmter Techniken, insbesondere von BVT-Kandidaten, auf Basis anlagenbezogener Werte zu ermöglichen
- Sammlung von Kostenangaben (z. B. Investitions- und Betriebskosten) zu allen Techniken, die bei der Bestimmung der BVT zu berücksichtigen sind
- Sammlung von Kostenangaben in Abhängigkeit vom Wirkungsgrad der Minderungstechniken
- Sammlung von Informationen und Daten hinsichtlich der Möglichkeiten zur Minderung des Energieverbrauchs oder der Verbesserung der Energieeffizienz
- Sammlung von Informationen zur Emissionsüberwachung und den Messhäufigkeiten bei periodischen Messungen, die zur Überprüfung der Genehmigungsauflagen durch die Behörden angewendet werden.
- Prüfung der Revision des Merkblatts über allgemeine Prinzipien der Anlagenüberwachung (engl. *Reference Document on the General Principles of Monitoring*)
- Sammlung von Informationen zum Energieverbrauch der verschiedenen Ofenarten in Verbindung mit bestimmten Produkten
- Durchführung von Forschungs- und weiteren Entwicklungsarbeiten zu primären Maßnahmen/Techniken zur NO_x-Minderung
- Durchführung von Forschungs- und Entwicklungsarbeiten, um die SNCR- oder SCR-Technik zur Minderung der NO_x-Emissionen in der Magnesiumoxidindustrie anwenden zu können, und Sammlung von Informationen und Daten zu diesem Thema
- Sammlung von Informationen zu den Schwefelgehalten der Rohmaterialien und Brennstoffe sowie von Kostenangaben
- Weitere Untersuchungen und Sammlung weiterer Informationen zur Anwendung von SO_x-Minderungsmaßnahmen/-techniken (primäre und sekundäre Maßnahmen/Techniken), ihre möglichen medienübergreifende Effekte, die Verfügbarkeit von schwefelarmen Brennstoffen, die Machbarkeit einer Umstellung auf schwefelarme Brennstoffen sowie zu den SO_x-Emissionen aus Rohmaterialien und/oder Brennstoffen
- Untersuchungen und Sammlung von Daten zur Häufigkeit und Dauer von CO-Trips bei der Verwendung von Elektrofiltern
- Untersuchungen, ob es in der Entwicklung befindliche Techniken gibt.

Vorgeschlagene Themen für zukünftige Forschungs- und Entwicklungsarbeiten

Insbesondere hinsichtlich des Abschnitts „In der Entwicklung befindliche Techniken“ (Abschnitt 3.6) wird noch einige weitere Forschungs- und Entwicklungsarbeit nötig und nützlich sein, um festzustellen, ob es in der Entwicklung befindliche Techniken für die Magnesiumoxidindustrie gibt, die zukünftig bei der Bestimmung von BVT für die Magnesiumoxidindustrie in Betracht kommen könnten.

Abgesehen davon initiiert und unterstützt die EU mit ihren Forschungs- und Entwicklungsprogrammen eine Reihe von Projekten zu umweltfreundlichen Techniken, fortgeschrittenen Abwasser- und Recyclingtechnologien sowie -Managementstrategien. Möglicherweise können diese Projekte hilfreiche Beiträge zu zukünftigen Revisionen von BVT-Merkblättern liefern. Die Leser werden daher ermuntert, das Europäische IVU-Büro (EIPPCB) über jegliche Forschungsergebnisse zu informieren, die für den Geltungsbereich dieses Dokuments relevant sein können (siehe dazu auch das Vorwort zu diesem Dokument).

QUELLENANGABEN

3 Austria, U. (1997). "Basic criteria for BAT cement/Information for cement and lime BREF 2001", UBA-IB-560 September 1997.

4 Austria, U. (1998). "BAT bei Anlagen zur Zementherstellung M-105 (1998) / Information for cement and lime BREF 2001", M-105 (1998).

8 CEMBUREAU (2001). "Information for cement industry/Information for cement and lime BREF 2001".

9 CEMBUREAU (1997 November). "BAT for the cement industry, November 1997 / Information for cement and lime BREF 2001".

10 Cementa AB/Hagström, P. (1994). "Underlag för omprövning av utsläppsvillor / Information for reconsideration and updating of permit conditions 1994 obtained during a plant visit 1997 and information communicated at other occasions / Information for cement and lime BREF 2001".

11 Coulburn, D. (2001). "Information for cement and lime BREF 2001".

12 Netherlands (1997). "Dutch notes on BAT for the production of cement clinker/Information for cement and lime BREF 2001".

16 EuLA (2001). "Information for cement and lime BREF 2001".

18 Göller (2001). "Information for cement and lime BREF 2001".

19 Haugh (2001). "Information for cement and lime BREF 2001".

20 Rother, W. (1996 January,). "International Cement Review/Exhaust gas emissions/Available control technology for gaseous emissions in cement plants / Information for cement and lime BREF 2001".

21 BCA (1997 October). "International Cement Review/Information for cement and lime BREF 2001".

22 Japan, C. A. (1996). "Information for cement and lime BREF 2001".

23 de Jonge, L. (2001). "Information for cement and lime BREF 2001".

24 Junker, P. (2001). "Information for cement and lime BREF 2001".

27 University of Karlsruhe, G. (1996). "Emission Control at Stationary Sources in the Federal Republic of Germany - Volume II, Heavy Metal Emission Control (August 1996), (UBA Research report 104 02 360 (January 1997))", UBA Research report 104 02 360 (January 1997).

29 Lohse, J. (2001). "Information for cement and lime BREF 2001".

30 Marchal, F. (2001). "Information for cement and lime BREF 2001".

31 LUA NRW, G. (1997). "LUA-Materialien No. 43, Identification of Relevant Industrial Sources of Dioxins and Furans in Europe, The European Dioxin Inventory, (1997)".

37 UK (1996). "UK IPC Note: Cement Manufacture, Lime Manufacture and Associated Processes, IPC Guidance Note S2 3.01 (1996) / Information for cement and lime BREF 2001".

38 UK (1996). "Technical and Economic Review of Cement and Lime Processes (1996), Contract Ref: HMIP/CPR2/41/197 / Information for cement and lime BREF 2001".

39 Ullmann's (1986). "Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 5th edition, Vol. A 5, 489-537 (1986), Cement and Concrete / Information for cement and lime BREF 2001".

40 Ullmann's (1990). "Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 5th edition, Vol. A 15, 317-345 (1990), Lime and Limestone / Information for cement and lime BREF 2001".

41 Kupper/Brentrup (1992). "SNCR technology for NOx reduction in the cement industry, World Cement, p. 4-8, March 1992 / Information for cement and lime BREF 2001".

42 Billhardt/Kuhlmann/Ruhland/Schneider/Xeller (1996 October). “Current state of NOx abatement in the cement industry/Information for cement and lime BREF 2001", ZKG International, Volume 49, No. 10, p. 545-560, (1996).

43 Wulf-Schnabel/Lohse (1998). "Economic evaluation of NOx abatement techniques in the European Cement Industry, Report compiled for DG XI, Contract Nº B4-3040/98/000232/MAR/E1 / Information for cement and lime BREF 2001".

44 EuLA (2006). "Draft lime sector Chapter 2.1 and 2.2".

45 Schorcht, F. (2006). "Personal Communication by site visits".

46 Germany (2006). "German contribution part I: Lime manufacturing industries", Compilation by German National Working group and German lime industry.

47 European Commission (2004). "Reference Document on Best Available Technique for Management of Tailings and Waste-Rock in Mining Activities".

48 European Commission (2005). "Reference Document on Best Available Techniques for Management of the Waste Treatments Industries".

49 European Commission (2000). "European waste catalogue", 2000/532/EC2, (2001/573/EC).

50 Germany (2006). "German contribution: Use of alternative fuels in lime manufacturing", Compilation by German National Working group and German lime industry.

51 EuLA (2006). "Use of alternative fuels in lime manufacturing".

53 Norsk Hydro Norway (2001). "Performance figures for a gas suspension calcination lime plant (GSC plant)".

54 EuLA (2006). "Draft lime sector Chapter 2.3 and 2.4 and additional information on these chapters".

55 Spain (2006). "Energy consumption by various types of lime kilns".

56 EuLA (2006). "Metals database EuLA".

57 European Commission (2005). "Reference Document on Best Available Techniques for Waste Incineration Industries".

58 European Commission (2003). "Reference Document on Best Available Technique for Common Waste Water and Waste Gas Treatment/Management Systems in the Chemical Sector".

59 European Commission (2000). "Council Directive 2000/76/EC on the incineration of waste", 2000/76/EC.

60 VDI 2094 Germany (2003). "Emissionsminderung Zementwerke/Emission control cement industry, VDI 2094, March 2003".

61 France (2006). "Cost calculation regarding abatement techniques in lime industry (ESP, fabric filter, deduster)", contribution for review.

62 France/DFIU/IFARE Karlsruhe (2004). "EGTEI - Draft background document on lime sector".

63 Finland (2006). "Contributions: Information and emissions from Finnish cement and lime plants".

64 Czech Republic (2006). "The lime industry in the Czech Republic".

65 Finland (2006). "Template Emission components - Saxo Mineral Finland - lime".

66 Austria (2006). "The Austrian lime industry".

67 Austria (2006). "Plant visit report Austria May 2006".

68 EuLA (2006). "Database emissions lime manufacturing".

70 Hungary (2006). "Raw material characteristics from Labatlan lime plant in Hungary".

71 Hungary (2006). "Information regarding Hungarian lime industry and measurements".

72 CEMBUREAU (2006-2008,). "General information about cement industry, updates 2006, 2007 and 2008".

73 CEMBUREAU (2006). "Existing national and international legislation and emission limits".

74 CEMBUREAU (2006). "2004 and 2005 statistics on the use of alternative fuels and materials in the clinker production in the European cement industry".

75 Estonia (2006). "Review to BREF for Kunda, cement manufacturing and annexes".

76 Germany, V. (2006). "Cement manufacturing industries, German contribution".

78 E. Baatz + G. Heidt (2000). "First waste heat power generating plant using the Organic Rancine Cycle Process for utilizing residual clinker cooler exhaust air".

79 Germany (2001). "Niedertemperaturverstromung mittels einer ORC-Anlage im Werk Lengfurt der Heidelberger Zement AG, Messergebnisse".

80 Alvaro A. Linero (2006). "Trip report on SCR experiences at Solnhofer Portland Zementwerke, Cementeria de Monselice and ASM Brescia waste-to energy plant".

81 Castle Cement UK (2006). "Presentations and contributions from British cement plants during site visits".

82 CEMEX Rugby UK (2006). "Presentations and contributions from British cement plants during site visits".

83 CEMBUREAU (2006). “Guideline on CO trips".

84 CEMBUREAU (2006). "Specific energy consumption".

85 CEMBUREAU (2006). "Contributions on NOx abatement".

86 EURITS (2006). "Contribution: Template for the review of the cement and lime BREF".

87 European Commission (2001). "Reference Document on Best Available Technique on the Production of Iron and Steel".

88 SINTEF (2006). "Formation and Release of POPs in the Cement Industry".

89 ERFO, T., Glorius, Scoribel, (2005). "Classification of solid recovered fuels".

90 Hungary (2006). "Hungarian cement industry".

91 CEMBUREAU (2006). “Air emissions and alternative fuels in the European cement industry".

92 Austria (2006). "Austrian cement industry", Contribution with Annexes 1,2 and 3.

93 EuLA (2006). "NOx abatement in the lime industry".

94 European Commission (2004). "Directive 2004/8/EC on the promotion of cogeneration based on a useful heat demand in the integral energy market and amending Directive 92/42/EEC".

95 Sweden (2006). "SNCR principle of selective non-catalytic reduction of nitrogen oxides (NO, NOx)".

96 European Commission (2006). "Reference Document on Best Available Technique on emissions from storage of bulk or dangerous materials".

97 CEMBUREAU (2007). "Behaviour of SO2 in the clinker burning process".

98 European Commission (2000). "Commission Decision 2000/532/EC of 3 May 2000 replacing Decision 94/3/EC establishing a list of wastes pursuant to Article 1(a) of Council Directive 75/442/EEC on waste and Council Decision 94/904/EC establishing a list of hazardous waste pursuant to Article 1(4) of Council Directive 91/689/EEC on hazardous waste (notified under document number C(2000) 1147) (Text with EEA relevance)".

99 European Commission (2003). "Directive 2003/87/EC of the European Parliament and the Council of 13 October 2003 establishing a scheme for greenhouse gas emission allowance trading within the Community and amending Council Directive 96/61/EC".

100 France (2006). "Cost calculation regarding abatement techniques in cement industry (ESP, bag filter, deduster, SNCR, NOx primary technologies, absorbent injection, wet scrubber)", contribution for review.

101 France/ADEME/MEDD (2002). "The French Cement Industry Guide to NOx Emission reduction Measures", contribution for review.

102 France/DFIU/IFARE Karlsruhe (2003). "EGTEI - Draft background document on cement sector", contribution for review.

103 CEMBUREAU (2006). "Additional contributions, e.g. types of cement and composition, information on chromates, information on why the cement industry has started to use AFR, contributions to the pre-draft of the revised CL BREF, composition information for grey cement", contribution for BREF review.

104 HOLCIM/GTZ (2006). "Guidelines on Co-processing Waste Materials in Cement Production".

105 YARA, M. R. L. (2006). "Contribution on cement industry, NOx abatement".

107 Belgium (2006). "Presentations and contributions from Belgium cement plant in Lixhe during site visit".

108 European Commission (2006). "Reference Document on Best Available Technique for the Manufacture of Large Volume Inorganic Chemicals - Solids and Others Industry (LVIC-S): Chapter 7.7 Magnesium compounds".

109 RHI AG (2006). "Magnesia production from magnesite (natural process)".

110 Spanish MgO producers (2006/2008). "Magnesia production from magnesite (natural process) and information regarding CO, noise emissions and sulphur content in the raw materials as well as additional information regarding dust emission levels achieved in a Spanish MgO plant by using fabric filters".

111 European Commission (2003). "Directive 2003/53/EC of the European Parliament amending the 26th time Council Directive 76/769/EEC relating to restrictions on the marketing and use of certain dangerous substances and preparations (nonylphenol, nony;phenol ethoxylate and cement)".

112 Czech Republic (2006). "The cement industry in the Czech Republic".

113 Ireland (2007). "Report of PM 10's and PM 2.5's from air emission point".

114 Sweden (2006). "SNCR technique and NOx emissions in Swedish cement plants".

116 France (2002). "The French Cement Industry Guide to NOx Emission Reduction Measures".

117 Germany (2000). "Grundsatzuntersuchung über die Ermittlung der Korngrössenverteilung im Abgas verschiedener Emittenten".

118 Germany (2007). "Additional contributions regarding cement production, e.g. white cement manufacture, dedusting cement kilns with fabric filters, surface filters, sintered lamella filters".

119 Sobolev, K. (2001). “White cement: Problems of production and quality", Cement and Concrete World, Turkey, pp. pp. 34-42.

120 Spain (2007). "Information on white cement production".

122 European Commission (2004). "European Commission's Decision of 29 January 2004 establishing guidelines for the monitoring and reporting of greenhouse gas emissions pursuant to Directive 2003/87/EC of the European Parliament and of the Council".

123 Ireland (2005). "Contributions regarding summary statement following short term SNCR trials at Limerick Works of Irish Cement".

124 European Commission (2001). "Reference Document on the Best Available Technique in the Pulp and Paper Industry".

125 European Commission (2006). "Reference Document on the Best Available Technique in the Food, Drink and Milk Industry".

126 Oates, J. A. H. (1998). "Lime and Limestone: Chemistry and Technology, Production and Uses", ISBN-10: 3527295275/ ISBN-13: 978-3527295272.

127 Portugal (2007). "Portuguese Natural Hydraulic Lime Plants - volatile organic carbon emissions".

128 Portugal (2007). "Portuguese Natural Hydraulic Lime Plants - carbon monoxide emissions".

129 EuLA (2006). "Database emissions from lime kilns".

130 Drnek/Maier (2007). "The impact of environmental legislation on the economics of magnesia production".

131 YARA, M. R. L. (2007). "Contribution on cement and lime industries, SNCR in cement and lime production - reducing agents".

132 CEMBUREAU/Federhen (2007). "Contribution: Dry scrubber".

133 CEMBUREAU/Federhen (2007). "Co-generation of power from waste heat".

134 CEMBUREAU/Federhen (2007). "Technical application of fibres in cement manufacturing process and cement works".

135 CEMBUREAU/Federhen (2007). "Contribution: Hybrid dust collector".

136 European Commission, C., March Consulting Group, MAIN Mamagement e Ingeneria Consultores (1993). "Energy Technology in the Cement Industrial Sector", Final Report, Contract No XVII/4.1000/E/91-16.

137 Klein/Hoenig (2006). “Model calculation of the fuel requirement for the clinker burning process", Cement International, reprint from 3/2006, FIZ 2006, pp. 44-63.

138 Italy (2007). "Raw materials for white clinker production in Italy".

139 Italy (2007). "Italian lime production".

140 Italy (2007). "Cement plant-Monselice Cement Works, SCR installation".

141 Leibacher/Bellin/Linero (2007). "High dust SCR succeeds at Cementeria di Monselice".

142 EnvNGO/Tebert (2007). "CO-Minderung bei Kalköfen".

143 Williams, P. T. (2005). "Waste Treatment Disposal", 0470849126.

144 Adlhoch, H.-J. (1996). “Sinterlamellenfilter in der Zementindustrie", ZKG International, Nr. 10/1996,, pp. 594-601.

145 Leibinger/Köberl (2001). “Neuartiges Energie-Minimierungskonzept für Ofenfilter in der Zementindustrie", ZKG International, No. 11/2001, pp. 618-629.

146 Leibinger/Neumann (2003). “Kostenreduktion durch höheres Leistungspotential bei Prozessfiltern in der Zementindustrie", ZKG International, No. 2/2003, pp. 44-52.

147 Marmor/Petzold (2006). “Wirtschaftliche Entstaubung mit Oberflächenfiltern, Teil 3", ZKG International, No. 10/2006, pp. 82-87.

148 Reitemeier (2005). “Neue Hochleistungs-Entstaubungsanlagen im Holcim-Zementwerk Dudfield", ZKG International, No. 8/2005, pp. 75-79.

149 CEN/EN 197-1 (2000). "Cement-Part 1: European Norm on composition, specifications and conformity criteria for common cements".

150 Fabrellas/Larrazabal/Martinez/Sanz/Ruiz/Abad/Rivera (2004). "Global Assessment of PCDD/F emissions from the Spanish cement sector. Effect of conventional/alternative fuels".

151 European Commission (2003). "Reference Document on the General Principles of Monitoring".

152 Germany (2007). "Lime Manufacturing Industries - Reduction of NOx emissions at a rotary kiln with preheater by using the SNCR technique (practical experience)".

153 Castle Cement UK, P. W. (2007). "Application for variation to IPPC permit BL 1096, Solid Recovered Fuel (SRF) on kiln 4".

154 CEMEX UK (2006). "Application for a variation under PPC to allow use of a fuel known as Climafuel", Permit BL 7248.

155 Germany (2007). "Lime manufacturing industries - Co-incineration of waste".

156 Germany (2007). "Lime manufacturing industries - German example for the use of solid wastes as fuels in a rotary kiln (additions)".

157 Germany (2007). "Lime manufacturing industries - Minimisation of nitrogen oxide emissions by low NOx burners at annular shaft kilns".

158 Germany (2007). "Cement Manufacturing Industries - Duration and frequency of CO trips".

159 Ireland (2006). "Reports of CO emissions because of CO trips from cement plants in Ireland".

160 Germany (2007). "German experience with a 6 moths SNCR performance test".

161 Austria (2006). "Operation and permit data from EIA from Austrian cement plants Wietersdorf (Wietersdorfer&Peggauer Zementwerke GMBH) and Retznei (Lafarge Perlmooser AG)".

162 A TEC (2006). "Modernisation of Wietersdorfer and Peggauer Zementwerke GmbH (CEMTECH Conference Rome 2006)".

163 Castle Cement UK (2006). "Information on energy demand at Padeswood plant, Castle Cement UK".

164 Rheinkalk, W. F. (2007). "Beurteilung der Messungen von Emissionen und Verbrennungsbedingungen für den Zeitraum 01.01.2006 bis 31.12.2006, Kalk-Drehrohrofenanlage-Werk Flandersbach".

165 EUROMINES (2006). "Magnesia production from magnesite (natural process)".

166 European Commission (1995). "Council Regulation (EC) no 384/96 of 22 December 1995 on protection against dumped imports from countries not members of the European Community", Official Journal L 056, 06/03/1996 P. 0001 - 0020.

167 European Commission (2005). "Council Regulation (EC) No 778/2005 of 23 May 2005 imposing a definitive anti-dumping duty on imports of magnesia oxide originating on the People's Republic of China", Official Journal L 131 , 25/05/2005 P. 0001 - 0017.

168 TWG CLM (2007). "Merged and sorted comments master spread sheet on draft 1 and information".

169 Italy (2007). "Information on costs for PFRK (lime) provided with the comments for draft 1 of the revised BREF".

170 Austria (2007). "Contribution on waste input criteria 2007".

171 A TEC (2007). "Statement regarding energy use in the cement plant W&P in Austria".

172 France (2007). "Emissions of particles (PM 10 and PM 2.5) in the cement industry".

173 Germany (2007). "Abschlussbericht zum Forschungsprojekt: "Möglichkeit und Grenzen der SNCR Technik bei einer klassischen Drehofenanlage der Zementindustrie" im Zementwerk Harburg der Märker Zement GmbH".

174 EUCOPRO (2007). "Examples of waste input criteria from several EU Member States".

175 Lafarge (2007). "Information regarding SOx emissions at Retznei works in Austria".

176 France (2008). "Contributions regarding emerging techniques in the cement industry (reduction of SOx , dust emissions)".

177 EULA (2008). "Updated contributions regarding lime manufacturing, e.g. improvement on energy efficiency in lime kilns, figure on the lime manufacturing process, dust emissions data from UK (using wet scrubbers)".

178 CEMBUREAU (2008). "Use of waste fuels in cement kilns (Co-processing of waste in cement kilns) - Ökopol Waste Incineration Assessment".

179 European Commission (2006). "Reference Document on Economics and Cross-Media Effects".

180 Mauschitz (2004). "Emissionen aus Anlagen der österreichischen Zementindustrie V".

181 European Commission (2008). "Reference Document on the Best Available Techniques in Energy Efficiency".

182 TWG CLM (2008). "Merged and sorted comments master spread sheet on second part of draft 1 and information".

183 Szednyj/Schindler (2005). "Minderungspotentiale der NEC-Gase und Staub bis 2010 der Österreichischen Zementindustrie", Berichte BE-261.

184 CEN standard EN-1948 (2007). "Stationary source emissions - Determination of the mass concentration of PCDDs/PCDFs and dioxin-like PCBs - Part 4: Sampling and analysis of dioxin-like PCBs".

185 Hackl und Mauschitz (2003). "Emissionen aus Anlagen der österreichischen Zementindustrie IV".

GLOSSAR DER BEGRIFFE UND ABKÜRZUNGEN

ENGLISH	DEUTSCH	Erklärung
achieved environmental benefits	Erreichte Umweltentlastungeffekte	Wesentliche Umweltbelastungen, die durch die (Prozess- oder Minderungs-)Technik gemindert werden, einschließlich der erreichten Emissionswerte und Minderungsgrade. Vergleich der Umweltentlastungseffekte dieser Technik mit denen anderer Techniken.
ADEME	ADEME	Agentur für Umwelt und Energie (frz. *Agence de l'Environnement et de la Maîtrise de l'Energie*]
AFR		alternative Brennstoffe und Rohmaterialien
alloy	Legierung	ein Metall, das aus zwei oder mehr Elementen besteht, von denen mindestens eins ein Metall ist, wobei das aus Lösung oder Bindung resultierende Material metallische Eigenschaften besitzt
ASK	RSO	Ringschachtofen
ATILH	ATILH	Technische Vereinigung der französichen Hersteller hydraulischer Bindemittel (frz. *Association Technique de l'Industrie des Liants Hydrauliques*)
atm		Normatmosphäre (1 atm = 101325 N/m^2)
AWDF		Brennstoffe aus landwirtschaftlichen Abfällen
bar		bar (1.013 bar = 1 atm)
BAT	BVT	Beste Verfügbare Techniken (engl. *Best Available Techniques*)
BAT-AEL		mit BVT verbundener Emissionswert (engl. *BAT Associated Emission Level*)
Best available techniques	Beste verfügbare Techniken	BVT (gemäß IVU-Richtlinie) – der effizienteste und fortschrittlichste Entwicklungsstand der Tätigkeiten und entsprechenden Betriebsmethoden, der spezielle Techniken als praktisch geeignet erscheinen läßt, grundsätzlich als Grundlage für die Emissionsgrenzwerte zu dienen, um Emissionen in und Auswirkungen auf die gesamte Umwelt allgemein zu vermeiden oder, wenn dies nicht möglich ist, zu vermindern
BREF	BVT-Merkblatt	Merkblatt über beste verfügbare Techniken
BUWAL	BUWAL	Bundesamt für Umwelt, Wald und Landschaft, Schweiz
ºC	°C	Grad Celsius
calorific value	H_u	In diesem Dokument als unterer Heizwert angegeben.
CAS #	CAS-Nummer	Registrierungsnummer beim Chemical Abstract Service [Abteilung der *American Chemical Society*; Abk.: CAS-Nummer] Referenz für eine Fülle von Informationen über eine bestimmte chemische Substanz; eindeutige numerische Kennung für chemische Verbindungen, Polymere, biologische Sequenzen, Gemische und Legierungen
causter		Kaustermagnesia (Kaustische Magnesia)
CCM		Kaustermagnesia (Kaustische Magnesia)
CEMs		kontinuierliche Emissionsüberwachungsgeräte
CEN/TC 343	CEN/TC 343	Europäisches Komitee für Normung Arbeitsgruppe CEN/TC 343 'Feste Ersatzbrennstoffe' mit dem Mandat der Europäischen Kommission, alle notwendigen Normen für feste Ersatzbrennstoffe zu erstellen und vorzulegen, z.B. technische Spezifikationen, die nach ihrer Validierung in Normen (Europäische Normen (EN)) umgewandelt werden
chalk	Kreide	amorphes Kalziumkarbonat
channelled emissions	Gefasste Emissionen	Schadstoffemissionen in die Umwelt durch jede Art von Rohr, ungeachtet der Form seines Querschnitts [151, European Commission, 2003]
CIS	GUS	Gemeinschaft unabhängiger Staaten – Aserbaidschan, Armenien, Weißrussland, Georgien, Kasachstan, Kirgisistan, Tadschikistan, Turkmenistan, Usbekistan, Ukraine
CKD		Zementofenstaub
CL 70 – 80		Klassifikationen von Kalk: CL 70 = Kalk definiert in EN 459 'Baukalk' mit einem (CaO + MgO)-Gehalt >65 % CL 80 = Kalk definiert in EN 459 'Baukalk' mit einem (CaO + MgO)-Gehalt >75 %

ENGLISH	DEUTSCH	Erklärung
cross-media effects	Medienübergreifende Effekte	Die Ermittlung der Umweltwirkungen hinsichtlich Wasser-/Luft-/Bodenemissionen, Energieverbrauch, Rohmaterialverbrauch, Lärm und Wasserentnahme (d.h. von allem, was von der IVU-Richtlinie gefordert wird).
cSt	cSt	Zentistokes (Viskosität)
dB(A)	dB(A)	Dezibel, Einheit für die Beschreibung und Messung von Schallpegeln (Lärmpegeln), unter Verwendung eines Schallpegelfilters mit A-Skala (was der Umkehrung der 40 dB-Kurve gleich wahrgenommener Lautstärken im Vergleich zu einem Ton mit entspricht)
DBM		totgebrannte Magnesia
diagenesis	Diagenese	die physikalischen, chemischen oder biologischen Prozesse, die Sediment durch Modifizierung der Mineralogie und/oder des Gefüges in Sedimentgestein umwandeln
diffuse emissions	diffuse Emissionen	Emissionen aus dem direkten Kontakt flüchtiger oder leicht staubender Substanzen mit der Umwelt (Atmosphäre; unter normalen Betriebsbedingungen). Diese können bedingt sein durch die: - inhärente Gestalt der Aggregate (z.B. Filter, Trockner etc.) - Betriebsbedingungen (z.B. während des Materialtransportes zwischen Behältnissen) - Betriebsart (z.B. Wartungsarbeiten) - schrittweise Freisetzung in andere Medien (z.B. in Kühl- oder Abwasser). [151, European Commission, 2003] Flüchtige Emissionen sind ein Teil der diffusen Emissionen.
diffuse emissions sources	Quellen diffuser Emissionen	Quellen ähnlicher diffuser oder direkter Emissionen, die mannigfaltig und über eine bestimmte Fläche verteilt sind; sie können Punkt-, Linien, Flächen- oder Volumenquellen sein [151, European Commission, 2003]
DL 80 – 85		Klassifikationen von Dolomitkalk: DL 80 = gebrannter Dolomit definiert in EN 459 'Baukalk' mit einem (CaO + MgO)-Gehalt >75 % DL 85 = gebrannter Dolomit definiert in EN 459 'Baukalk' mit einem (CaO + MgO)-Gehalt >80 %
dolomite	Dolomit	Kalksteinart, bei dem der Karbonatanteil durch das Mineral Dolomit dominiert wird, Kalzium-Magnesium-Karbonat ($CaMg(CO_3)$)
DPR Korea	DVRK	Demokratische Volksrepublik Korea
EC#		bezieht sich auf die siebenstellige Kennziffer (mitunter EC-Nummer genannt), die von der Kommission der Europäischen Gemeinschaften für handelsübliche Chemikalien innerhalb der Europäischen Union vergeben wird. Die EC-Kennzeichnung hat EINECS und ELINCS-Kennzeichnungen ersetzt und schließt auch Substanzen der "Nicht-mehr-Polymer"-Liste mit ein, einer Liste von Substanzen, die zwischen 18. September 1981 und 31. Oktober 1993 auf dem Europäischen Markt waren und zu dieser Zeit als Polymere galten, aber nicht länger als solche angesehen werden.
EEA		Europäische Umweltagentur
EFTA		Europäische Freihandelsgemeinschaft (gegründet am 3. Mai 1960)
e.g.	z. B.	zum Beispiel (lat. exempli gratia,)
EGTEI		Expertengruppe für technisch-ökonomische Fragestellungen[47]
EINICS		Europäisches Verzeichnis über existierende gewerbliche Chemikalien; Registrierungsnummer die an jede gewerbliche Chemikalie, die zwischen 1. Januar 1971 und 18. September 1981 erhältlich war, vergeben wurde. Das Verzeichnis wurde durch ELINCS ersetzt.
EIPPCB	EIPPCB	Europäisches IVU-Büro (engl. *European IPPC-Bureau*)
ELINCS		Mit Wirkung vom 19. September 1981 wurde das Europäische Verzeichnis notifizierter Chemikalien durch ELINCS ersetzt. Alle Chemikalien, die nach diesem Termin neu auf den europäischen Markt gebracht wurden, erhielten nach Ihrer Notifizierung bei der Europäischen Kommission eine ELINCS-Nummer.
ELV		Emissionsgrenzwert

[47] Anm. der Übersetzer: Die EGTEI ist eine Expertengruppe im Rahmen der UN-ECE-Konvention über weitreichende, grenzüberschreitende Luftverschmutzungen (CLRTAP, auch „Genfer Luftreinhaltekonvention" genannt).

ENGLISH	DEUTSCH	Erklärung
EMS	UMS	Umweltmanagementsystem
EPA		Umweltschutzbehörde
eqC		Kohlenstoffäquivalent
ESP	E-Filter	Elektrofilter
EU	EU	Europäische Union
EU-15	EU-15	Mitgliedsstaaten der Europäischen Union vor dem 1. Mai 2004
EU-25	EU-25	Mitgliedsstaaten der Europäischen Union vom 1. Mai 2004 bis 31. Dezember 2006
EU-27	EU-27	Mitgliedsstaaten der Europäischen Union ab dem 1. Januar 2007
EU-23+	EU-23+	Bezieht sich auf die Mitglieder von CEMBUREAU: Österreich, Belgien, Kroatien, Tschechische Republik, Dänemark, Estland, Finnland, Frankreich, Deutschland, Griechenland, Ungarn, Irland, Italien, Lettland, Luxemburg, Niederlande, Norwegen, Polen, Portugal, Rumänien. Slowenien, Spanien, Schweden, Schweiz, Türkei und Vereinigtes Königreich
EURITS		Europäische Vereinigung für die verantwortungsbewusste Verbrennung und Behandlung von Sonderabfällen
EUR	EUR	Euro – Europäische Währung
EWC	EAK	Europäischer Abfallkatalog – hierarchische Liste von Abfallbezeichnungen. Dieser Katalog klassifiziert Abfälle und kategorisiert sie danach, wo sie anfallen und welches ihre Kenndaten sind. In einer Reihe von EU-Richtlinien und Kommissionsentscheidungen zur Abfallwirtschaft wird auf den Europäischen Abfallkatalog verwiesen.
exhaust gas		Abgas aus Feuerungs-/Verbrennungsprozessen
existing installation	bestehende Anlage	Eine Anlage, die am 30. Oktober 1999 in Übereinstimmung mit der vor diesem Datum bestehenden Rechtsvorschriften in Betrieb oder zugelassen oder nach Ansicht der zuständigen Behörde Gegenstand eines vollständigen Genehmigungsantrags war, soweit sie spätestens am 30. Oktober 2000 (IVU-Richtlinie (2008/1/EC)) in Betrieb genommen wurde.
FGD	REA	Rauchgasentschwefelung
FGT		Abgasbehandlung
flue-gas	Abgas; Rauchgas	Abgas eines Feuerungs-/Verbrennungsprozesses
FM		Schmelz-Magnesia
fuel oil EL	Heizöl EL	leichtes Heizöl
fugitive emissions		Emissionen aus Undichtigkeiten oder Lecks: Emissionen in die Umwelt wegen Undichtigkeiten in einem eigentlich dichten System (für Gase oder Flüssigkeiten), im Wesentlichen verursacht durch Druckunterschiede und daraus resultierende Lecks. Beispiele hierfür sind Lecks im Bereich von Flanschen, Pumpen, abgedichteten oder festsitzenden Anlagenteilen etc. [151, European Commission, 2003] (nicht zu verwechseln mit "diffusen Emissionen")
GAINS		Rechenodell des International Institute for Applied Systems Analysis (IIASA, Laxenburg/Österreich) zu Wechselwirkungen und Synergien von Treibhausgasen und Luftverunreinigungen
GSC		Gassuspensionskalzinierung
hydrated lime		Kalziumhydroxid, $Ca(OH)_2$
i.e.		dass heißt (lat.: id est)
IEF	IEF	Informationsaustauschforum (informelles Beratungsgremium im Rahmen der IVU-Richtlinie)
immission	Immission	Auftreten und Intensität (Konzentration) eines Schadstoffes, Geruchs oder von Lärm in der Umwelt
installation	Anlage	eine ortsfeste technische Einheit, in der eine oder mehrere der in Anhang I der IVU-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
IPCC		Internationales Komitee zum Klimawandel (im Deutschen auch *Weltklimarat* genannt)

ENGLISH	DEUTSCH	Erklärung
IPPC	IVU	Integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung (engl. *Integrated Pollution Prevention and Control)*
I-TEQ	I-TEQ	Internationales Toxizitätsäquivalent (für Dioxine/Furane)
IUPAC		Internationale Union für reine und angewandte Chemie
kcal	kcal	Kilokalorien (1 kcal = 4.19 kJ)
kg	kg	Kilogramm (1 kg = 1000 g)
kJ	kJ	Kilojoule (1 kJ = 0.24 kcal)
KOH	KOH	Kaliumhydroxid
kWh	kWh	Kilowattstunde (1 kWh = 3600 kJ = 3.6 MJ)
K	K	1) Kalium; 2) Grad Kelvin (0 ºC = 273.15 K)
leak air	Falschluft	Luft, die durch Undichtigkeiten in den Ofen gelangt
limestone	Kalkstein	mineralisches Gestein, das vorwiegend aus $CaCO_3$ besteht und als solches oder als Rohmaterial verwendet wird, um daraus durch Entkarbonisierung Branntkalk (Kalziumoxid) oder durch dessen Hydratation gelöschten Kalk (Kalziumhydroxid) herzustellen.
L.O.I./LOI		Glühverlust – Maß für den Gehalt einer Probe an brennbaren/oxidierbaren Stoffen, z.B. organischer Substanz, Karbonaten[48]
LRK	LDO	langer Drehrohrofen
m	m	Meter
m/min	m/min	Meter pro Minute
m^2	m^2	Quadratmeter
m^3	m^3	Kubikmeter
m^3/h	m^3/h	Volumenstrom: sofern nicht anders angegeben, beziehen sich die Angaben auf einen Sauerstoffgehalt von 10 Vol.-% und Standardbedingungen
magnesia		Magnesiumoxid (MgO)
magnesite	Magnesit	Magnesiumkarbonat ($MgCO_3$)
magnesium oxide	Magnesiumoxid	MgO/Magnesia
measures/techniques	Maßnahme/Technik	siehe „Technik“
µm	µm	Mikrometer (1 µm = 10^{-6} m)
MFSK	MSO	mischgefeuerter Schachtofen
mg	mg	Milligramm (1 mg = 10^{-3} gram)
mg/m^3	mg/m^3	Konzentration: wenn nicht anders angegeben, beziehen sich die Konzentrationsangaben für gasförmige Stoffe oder Verbindungen auf trockenes Abgas, 10 Vol.-% Sauerstoffgehalt und Standardbedingungen
MHF		(Mehrfach-)Etagenofen
mm	mm	Millimeter (1 mm = 10-3 m)
mmWG	mmWS	Millimeter Wassersäule
monitoring		Prozess, der dazu dient, den tatsächlichen Wert und die Schwankungen einer Emission oder eines anderen Parameters abzuschätzen oder zu bestimmen. Dieser basiert auf Maßnahmen zur kontinuierlichen, periodischen oder punktuellen Überwachung, Inspektion, Probenahme und Messung oder anderen Methoden zur Bestimmung der emittierten Mengen und/oder der Entwicklung der Schadstoffemissionen
morphology	Morphologie	(Lehre von der) Struktur und Form von Teilchen
MSW		Siedlungsabfälle/Hausmüll
Mt	Mt	Megatonne (1 Mt = 10^6 tonne)
MJ	MJ	Megajoule (1 MJ = 1000 kJ = 10^6 joule)
MW	MW	Megawatt
ng	ng	Nanogramm (1 ng = 10^{-9} gram)
Nm^3	Nm^3	Normkubikmeter (101,3 kPa, 273 K)
NVC	H_u	(unterer) Heizwert
OECD	OECD	Organisation für wirtschaftliche Zusammenarbeit und Entwicklung
OECD Mix		primärer Energiemix in den OECD-Ländern
OK		andere Öfen
ORC		Organic Rankine Cycle

[48] Anm. der Übersetzer: In der englischen Fassung wird in dieser Auflistung irrtümlich auch CO_2 genannt; i.d.R. wird bei der Bestimmung des Glühverlusts CO_2 freigesetzt; es trägt aber selbst nicht zum Glühverlust bei.

ENGLISH	DEUTSCH	Erklärung
OSK		andere Schachtöfen
Ω cm		Ohm Zentimeter (Ω·cm), Einheit des spezifischen Widerstands
PCB	PCB	polychlorierte Biphenyle
PCC		gefälltes Kalziumkarbonat
PCDD	PCDD	polychloriertes Dibenzo-p-Dioxin
PCDF	PCDF	polychloriertes Dibenzofuran
PCP	PCP	Pentachlorphenol
PCT	PCT	polychloriertes Terphenyl
PET	PET	Polyethylen-Terephthalat
PF		pulverisierter Brennstoff
PFRK	GGR	Gleichstrom-Gegenstrom-Regenerativ-Ofen
pH	pH	Maß für den Säure- oder Basengehalt einer Lösung. Der pH-Wert ist gleich dem negativen dekadischen Logarithmus der Konzentration von Hydroniumionen in einer wässrigen Lösung.
PLC	SPS	speicherprogrammierbare Steuerung: Computer, der für die Automatisierung industrieller Prozesse verwendet wird
PM		Staub
podsol	Podsol	Bleicherde
pollutant	Schadstoff	Einzelstoff oder Stoffgruppe, der (die) der Umwelt schaden oder sie negativ beeinflussen kann
POPs	POPs	persistente (langlebige) organische Schadstoffe
pozzolana	Puzzolan	Puzzolane sind Materialien, die, obwohl selber nicht zementartig, Siliziumdioxid (und Aluminiumoxid) in einer reaktiven Form enthalten, die in der Lage sind, sich mit Kalk in Gegenwart von Wasser zu verbinden, um Verbindungen mit zementartigen Eigenschaften zu bilden. Natürliche Puzzolane bestehen im Wesentlichen aus einem feinen, schokoladenroten vulkanischen Lockergestein. Es wurde ein künstliches Puzzolan entwickelt, das Flugasche und in Wasser abgeschreckte Kesselschlacke verbindet.
pozzolanic cement	Puzzolanzement	Puzzolanzemente sind Mischungen von Portlandzement und einem puzzolanischen Material, das entweder natürlich oder künstlich sein kann. Die natürlichen Puzzolane sind hauptsächlich vulkanischen Ursprungs, aber enthalten einige Kieselerden. Künstliche Materialien enthalten Flugasche, gebrannte Tone und Schiefer.
PRK		Drehrohrofen mit Vorwärmer
PTFE	PTFE	Polytetrafluorethylen
PVC	PVC	Polyvinylchlorid
quicklime	Branntkalk	Kalziumoxid, CaO
RAINS	RAINS	Rechenmodell des International Institute for Applied Systems Analysis (IIASA, Laxenburg/Österreich) zur Information über und Simulation von regionalen Luftverschmutzungen
RDF		Ersatz-/Sekundärbrennstoff; Brennstoff, der aus vorbehandelten und sortierten Abfallfraktionen erzeugt wird
RK		Drehrohrofen
RK burner		Brenner des/eines Drehrohrofens
ROK		frisch gebrannter (Kalk)
ppm	ppm	Teile pro Million
SCR	SCR	selektive katalytische Reduktion
SEM	REM	Rasterelektronenmikroskop
siliceous limestone	silikatischer Kalkstein	Kalkstein, der Siliziumdioxid (SiO_2) enthält
SK	SO	Schachtofen
SNCR	SNCR	selektive nichtkatalytische Reduktion
spot measurement		Einzelmessung (im Ggs. zu „kontinuierlicher Messung“)
standard conditions for the cement and magnesium oxide industries	Standardbedingungen für die Zement- und Magnesiumoxidindustrie	bezogen auf eine Temperatur von 273 K, einenAtmosphärendruck von 1013 hPa und einen Sauerstoffgehalt von 10 Vol.-%
standard conditions for the lime industry	Standardbedingungen für die Kalkindustrie	bezogen auf eine Temperatur von 273 K, einen Atmosphärendruck von 1013 hPa und einen Sauerstoffgehalt von 11 Vol.-%

ENGLISH	DEUTSCH	Erklärung
standard state	Normzustand	bezogen auf eine Temperatur von 273 K und einen Atmosphärendruck von 1013 hPa
StDev	StAbw	Standardabweichung
t	t	Tonne (metrisch)
t60	t60	Maß für die Reaktivität von Kalk; t60 gibt die Zeit an, die der Kalk benötigt, um bei Reaktion mit Wasser dieses von 20 auf 60 °C zu erwärmen
TCDD	TCDD	Tetrachlordibenzodioxin
TE		Toxizitätsäquivalente (für Dioxine und Furane)
technique	Technik	sowohl die Technik, die verwendet wird, als auch die Art und Weise, wie die Anlage gestaltet, gewartet, betrieben und stillgelegt wird
TEQ	TEQ	Internationales Toxizitätsäquivalent (für Dioxine/Furane)
TOC	TOC	gesamter organischer Kohlenstoff
TWG	TWG	Technische Arbeitsgruppe
UBA	UBA	Umweltbundesamt
UNFCCC	UNFCCC	United Nations Framework Convention on Climate Change
VDZ	VDZ	Verein Deutscher Zementwerke
VOC	VOC	flüchtige organische Verbindungen
WDF	BRAM	Brennstoff aus Müll; Brennstoff, der aus vorbehandelten und sortierten Abfallfraktionen erzeugt wird
WID		Abfallverbrennungsrichtlinie der EU
% w/w or wt-%	Gew.-%	Gewichtsprozent
% v/v or vol-%	Vol.-%	Volumenprozent

CHEMICAL SYMBOLS

Ag	Silber
Al	Aluminium
Al_2O_3	Aluminiumoxid
As	Arsen
Ba	Barium
Be	Beryllium
Ca	Kalzium
$CaCO_3$	Kalziumkarbonat
CaO	Kalziumoxid
$Ca(OH)_2$	Kalziumhydroxid
$CaMg(OH)_4$	Kalzium-Magnesium-Hydroxid
Cd	Kadmium
CH_4	Methan
CN	Cyanid
Co	Kobalt
CO	Kohlenmonoxid
CO_2	Kohlendioxid
Cr	Chrom
Cu	Kupfer
F	Fluor
Fe	Eisen
Fe_2O_3	Eisenoxid
HCl	Chlorwasserstoff
HF	Fluorwasserstoff
Hg	Quecksilber
H_2O	Wasser
H_2S	Schwefelwasserstoff
$MgCO_3$	Magnesiumkarbonat
MgO	Magnesiumoxid/Magnesia
Mn	Mangan
Mo	Molybdän
N_2	Stickstoff
Na	Natrium
Ni	Nickel
NH_3	Ammoniak
NH_4	Ammonium
NO	Stickstoffmonoxid
NO_2	Stickstoffdioxid
NO_x	Stickstoffoxide
O	Sauerstoff
Pb	Blei
Pd	Palladium
Pt	Platin
Rh	Rhodium
Sb	Antimon (Stibium)
Se	Selen
SiO_2	Siliziumdioxid
Sn	Zinn
SO_2	Schwefedioxid
SO_3	Schwefeltrioxid
SO_x	Schwefeloxide
Te	Tellur
Ti	Titan
Tl	Thallium
V	Vanadium
Zn	Zink

4 ANNEXES

4.1 EC environmental legislation applicable to the production of cement and lime in the EU-27

- Council Directive 2000/76/EC on the incineration of waste (4 December 2000)
- European Waste Catalogue (EWC), which was developed pursuant to Article 1(a) of Council Directive 75/442/EEC on waste:
  - Commission Decision 2000/532/EC of 3 May 2000 replacing Decision 94/3/EC establishing a list of wastes pursuant to Article 1(a) of Council Directive 75/442/EEC on waste and Council Decision 94/904/EC establishing a list of hazardous waste pursuant to Article 1(4) of Council Directive 91/689/EEC on hazardous waste (notified under document number C(2000) 1147) (Text with EEA relevance)
- Council Directive 2004/8/EC on the promotion of cogeneration based on a useful heat demand in the integral energy market and amending Directive 92/42/EEC (11 February 2004).

4.2 Annex cement manufacturing

4.2.1 CEMBUREAU's waste fuel groupings versus those of the EWC

Group 1: Wood, paper, cardboard		
Waste category	**Waste description**	**Hazardous**
Category 02	Wastes from agriculture, horticulture, aquaculture, forestry, hunting and fishing, food preparation and processing	
02 01 07	Waste from forestry exploitation	
Category 03	Wastes from wood processing and the production of panels and furniture, pulp, paper and cardboard	
03 01 02	Fresh sawdust	
03 01 03	Shavings, cuttings, spoiled timber/particle board/veneer	
03 03 07	Rejects from paper and cardboard recycling	
Category 15	Waste packaging; absorbents, wiping cloths, filter materials and protective clothing not otherwise specified	
15 01 01	Paper and cardboard packaging	
15 01 03	Wooden packaging	
Category 17	Construction and demolition wastes (including excavated soil from contaminated sites)	
17 02 01	Wood	
Category 20	Municipal wastes (household waste and similar commercial, industrial and institutional wastes) including separately collected fractions	
20 01 01	Paper and cardboard	
20 01 37	Wood containing dangerous substances	*
Group 2: Textiles		
Waste category	**Waste description**	**Hazardous**
Category 04	Wastes from the leather, fur and textile industries	
04 02	Waste from the textile industry	
Category 15	Waste packaging; absorbents, wiping cloths, filter materials and protective clothing not otherwise specified	
15 01 09	Textile packaging	
Category 19	Wastes from waste management facilities, off-site waste water treatment plants and the preparation of water intended for human consumption and water for industrial use	
19 12 08	Textiles	
Category 20	Municipal wastes (household waste and similar commercial, industrial and institutional wastes) including separately collected fractions	
20 01 10	Clothes	
Group 3: Plastics		
Waste category	Waste description	Hazardous
Category 02	Wastes from agriculture, horticulture, aquaculture, forestry, hunting and fishing, food preparation and processing	
02 01 04	Waste plastics	
Category 12	Wastes from shaping and physical and mechanical surface treatment of metals and plastics	
12 01 05	Plastics particles	
Category 15	Waste packaging; absorbents, wiping cloths, filter materials and protective clothing not otherwise specified	
15 01 02	Plastic packaging	
Category 20	Municipal wastes (household waste and similar commercial, industrial and institutional wastes) including separately collected fractions	

Group 4: RDF		
Waste category	**Waste description**	**Hazardous**
Category 15	Waste packaging; absorbents, wiping cloths, filter materials and protective clothing not otherwise specified	
15 01 06	Mixed packaging	
Category 19	Wastes from physico-chemical treatments of waste (including dechromation, decyanidation, neutralisation)	
19 02 10	Combustible wastes other than those mentioned in 19 02 08 and 19 02 09	
19 12 10	Combustible waste (refuse derived fuel)	
Category 20	Municipal wastes and similar commercial, industrial and institutional wastes including separately collected fractions	
20 03 01	Mixed up waste	
Group 5: Rubber/tyres		
Waste category	**Waste description**	**Hazardous**
Category 16	Wastes not otherwise specified in the list	
16 01 03	End-of-life tyres	
16 01 04	Rubber waste (conveyor belts, etc.)	
16 02 16	Components removed from discarded equipment other than those mentioned in 16 02 15	
Group 6: Industrial sludges (filter cakes, centrifuged, dried, etc.)		
Waste category	**Waste description**	**Hazardous**
Category 03	Wastes from wood processing and the production of paper, cardboard, pulp, panels and furniture	
03 03 02	Green liquor sludges	
Category 04	Wastes from the leather, fur and textile industries	
04 02 19	Sludges from on-site effluent treatment containing dangerous substances	*
04 02 20	Sludges from on-site effluent treatment other than those mentioned in 04 02 19	
Category 05	Wastes from petroleum refining, natural gas purification and pyrolytic treatment of coal	
05 01 09	Sludges from on-site effluent treatment containing dangerous substances	*
05 01 10	Sludges from on-site effluent treatment other than those mentioned in 05 01 09	
Category 06	Wastes from inorganic chemical processes	
06 05	Sludges from on-site effluent treatment	
Category 07	Wastes from organic chemical processes	
07xx 11	Sludges from on-site effluent treatment containing dangerous substances	*
07xx 12	Sludges from on-site effluent treatment other than those mentioned in 07 xx 11	
Category 08	Wastes from the manufacture, formulation, supply and use (MFSU) of coatings (paints, varnishes and vitreous enamels), adhesives, sealants and printing inks	
Category 10	Inorganic wastes from thermal processes	
Category 11	Wastes containing inorganic metals from metal treatment and the coating of metals, and non-ferrous hydrometallurgy	
Category 12	Wastes from shaping and surface treatment of metals and plastics	
Category 13	Oil wastes (except edible oils, 05 and 12)	
Category 14	Wastes from organic substances used as solvents (except 07 and 08)	

Group 7: Municipal sewage sludges		
Waste category	**Waste description**	**Hazardous**
Category 19	Wastes from waste treatment facilities, off-site waste water treatment plants and the water industry	
19 03 07	Solidified wastes other than those mentioned in 19 03 06 (used for processed sewage pellets)	
19 02 05	Sludges from physico-chemical treatment containing dangerous substances	*
19 02 06	Sludges from physico-chemical treatment other than those mentioned in 19 02 05	
19 08 05	Sludges from treatment of urban waste water	
Group 8: Animal meal, fats		
Waste category	**Waste description**	**Hazardous**
Category 02	Wastes from agricultural, horticultural, hunting, fishing and aquacultural primary production, food preparation and processing	
02 01 02	Animal meal	
02 02 02	Animal fat	
Group 9: Coal/carbon waste		
Waste category	**Waste description**	**Hazardous**
Category 05	Wastes from petroleum refining, natural gas purification and pyrolytic treatment of coal	
05 06 01	Tars	*
05 06 02	Asphalt	
Category 19	Wastes from waste treatment facilities, off-site waste water treatment plants and the water industry	
19 01 10	Spent activated carbon from flue-gas treatment	
19 01 17	Pyrolysis waste	*
19 09 04	Spent activated carbon	
Group 10: Agricultural waste		
Waste category	**Waste description**	**Hazardous**
Category 02	Wastes from agricultural, horticultural, hunting, fishing and aquacultural primary production, food preparation and processing	
02 01 03	Plant tissue waste	
02 01 05	Agrochemical wastes	*
02 01 07	Waste from forestry exploitation	
Category 03	Wastes from wood processing and the production of paper, cardboard, pulp, panels and furniture	
03 01 01	Waste bark and cork	
03 03 01	Bark	
Group 11: Solid waste fuels (impregnated sawdust)		
Waste category	**Waste description**	**Hazardous**
Category 03	Wastes from wood processing and the production of paper, cardboard, pulp, panels and furniture	
03 01 02	Impregnated sawdust	
Category 19	Wastes from waste treatment facilities, off-site waste water treatment plants and the water industry	
19 12 11	Other waste (including mixtures of materials) from mechanical treatment of waste containing dangerous substances	*

Group 12: Solvents and related waste		
Waste category	**Waste description**	**Hazardous**
Category 02	Wastes from agricultural, horticultural, hunting, fishing and aquacultural primary production, food preparation and processing	
02 03 03	Waste from solvent extraction	
Category 07	Wastes from organic chemical processes	
07 01 04	Other organic solvents, washing liquids and mother liquors	*
07 01 08	Other still bottoms and reaction residues	*
07 03 04	Other organic solvents, washing liquids and mother liquors	*
07 03 07	Halogenated still bottoms and reaction residues	*
07 03 08	Other still bottoms and reaction residues	*
07 04 03	Organic halogenated solvents, washing liquids and mother liquors	*
07 04 04	Other organic solvents, washing liquids and mother liquors	*
07 04 07	Halogenated still bottoms and reaction residues	*
07 04 08	Other still bottoms and reaction residues	*
07 05 03	Organic halogenated solvents, washing liquids and mother liquors	*
07 05 04	Other organic solvents, washing liquids and mother liquors	*
07 05 07	Halogenated still bottoms and reaction residues	*
07 05 08	Other still bottoms and reaction residues	*
07 06 03	Organic halogenated solvents, washing liquids and mother liquors	*
07 06 04	Other organic solvents, washing liquids and mother liquors	*
07 06 07	Halogenated still bottoms and reaction residues	*
07 06 08	Other still bottoms and reaction residues	*
07 07 03	Organic halogenated solvents, washing liquids and mother liquors	*
07 07 04	Other organic solvents, washing liquids and mother liquors	*
07 07 07	Halogenated still bottoms and reaction residues	*
07 07 08	Other still bottoms and reaction residues	*
Category 08	Wastes from the manufacture, formulation, supply and use (MFSU) of coatings (paints, varnishes and vitreous enamels), adhesives, sealants and printing inks	
08 01 11	Waste paint and varnish containing organic solvents or other dangerous substances	*
08 01 12	Waste paint and varnish other than those mentioned in 08 01 11	
08 01 21	Waste paint or varnish remover	*
08 03 01	Waste ink containing halogenated solvents	*
08 03 02	Waste ink containing non-halogenated solvents	*
08 03 10	Waste organic solvents used for cleaning	*
08 04 09	Waste adhesives and sealants containing organic solvents or other dangerous substances	*
08 05 01	Waste isocyanides	*
Category 09	Wastes from the photographic industry	
09 01 03	Solvent-based developer solutions	*
Category 14	Wastes from organic substances used as solvents (except 07 and 08)	
14 01 02	Other halogenated solvents and solvent mixes	*
14 01 03	Other solvents and solvent mixes	*
14 02 01	Halogenated solvents and solvent mixes	*
14 02 02	Solvent mixes or organic liquids free of halogenated solvents	*
Category 19	Wastes from waste treatment facilities, off-site waste water treatment plants and the water industry	
19 02 08	Liquid combustible waste containing dangerous substances	*
Category 20	Municipal wastes and similar commercial, industrial and institutional wastes including separately collected fractions	
20 01 13	Solvents	*
20 01 27	Paint, inks, adhesives and resins containing dangerous substances	*
20 01 28	Paint, inks, adhesives and resins other than those mentioned in 20 01 27	

Group 13: Oil and oily waste		
Waste category	**Waste description**	**Hazardous**
Category 01	Wastes resulting from exploration, mining, dressing and further treatment of minerals and quarry	
Category 04	Wastes from the leather, fur and textile industries	
Category 05	Wastes from petroleum refining, natural gas purification and pyrolytic treatment of coal	
Category 12	Wastes from shaping and surface treatment of metals and plastics	
Category 13	Oil wastes (except edible oils, 05 and 12)	
13 01 01	Oils (including emulsions), brake fluids, etc.	*
13 01 02	Other chlorinated hydraulic oils (except emulsions)	*
13 01 03	Non-chlorinated hydraulic oils (except emulsions)	*
13 01 04	Chlorinated emulsions	*
13 01 05	Non-chlorinated emulsions	*
13 01 06	Hydraulic oils containing only mineral oil	*
13 01 07	Other hydraulic oils	*
13 01 08	Brake fluids	*
13 02 01	Chlorinated engine, gear and lubricating oils	*
13 02 02	Non-chlorinated engine, gear and lubricating oils	*
13 02 03	Other engine, gear and lubricating oils	*
13 03 01	Insulating or heat transmission oils and other liquids containing PCBs or PCTs	*
13 03 02	Other chlorinated insulating and heat transmission oils and other liquids	*
13 03 03	Non-chlorinated insulating and heat transmission oils and other liquids	*
13 03 04	Synthetic insulating and heat transmission oils and other liquids	*
13 03 05	Mineral insulating and heat transmission oils	*
13 04 01	Bilge oils from inland navigation	*
13 04 02	Bilge oils from jetty sewers	*
13 04 03	Bilge oils from other navigation	*
13 05 01	Oil/water separator solids	*
13 06 01	Oil waste not otherwise specified	*
Group 14: Others		

Table 4-1: CEMBUREAU's waste fuel groupings versus those of the EWC [91, CEMBUREAU, 2006]

4.2.2 Cement manufacturing – plant specific data

4.2.2.1 Examples of types of wastes used, the influence on emissions behaviour and concentration ranges for substances in waste materials (input criteria)

Examples of the types and amounts of wastes used in German cement kilns are shown in Table 4-2. Often these types of wastes include hazardous components.

Type of waste fuel	Quantity used in 2004 (kt/yr)
Tyres/rubber	290
Waste oil	100
Processed fractions of industrial/commercial waste	863
Processed fractions of domestic waste	157
Animal meal and fat	439
Scrap wood	42
Solvents	72
Podsol[1)]	11
Sewage sludge	48
Others	20
Total	2042
[1)] Bleaching clay	

Table 4-2: Types and quantities of waste and waste fuels used in German cement kilns in 2004 [76, Germany, 2006]

These different types of solid and liquid waste fuels which are used, often also include hazardous components as shown in Table 4-3.

Types of fuel		Quantity (kt/yr)	
		2003	2004
Liquid waste fuel			
Waste oil	Blended waste (hazardous)	116	100
Used solvents	Blended waste, the mono waste which is included has to be declared with a waste code (hazardous)	48	72
Solid waste fuel			
End-of-life tyres	Mono waste	247	290
Wood	Mixed waste, mono waste which is included has to be declared with a waste code (can be hazardous)	48	42
Animal meal	Mono waste	452	439
Sewage sludge	Mono waste	4	48
Bleaching earth	Mono waste (hazardous)	20	11
Production-specific waste	Mixed waste, the mono waste which is included has to be declared with a waste code	626	862
Separated fractions of mixed municipal waste	Fuel quality depending on the processing steps used	155	157

Table 4-3: Quantities of different types of waste fuels used in the German cement industry [76, Germany, 2006]

In 2006, example cement plants in Germany already achieved waste substitution rates of more than 80 %; and up to 100 % of the energy consumption can be utilised by waste fuels. At a dry process kiln system, which consists of a rotary kiln with a four stage, two string preheater and planetary cooler, waste fuels have been used for many years. Mainly tyres, waste oil, wood, treated fractions of industrial waste such as plastics, paper or textiles and solvents are used as

fuels. Table 4-4 lists as an example the values accepted for the use of industrial waste and solvents in this plant.

Parameter	Unit	Accepted values in industrial waste	Accepted values in solvents
S	%	2	3[1)]
Cl	%	1	1
Cd	mg/kg	10	10[2)]
Tl	mg/kg	1	0.5
Hg	mg/kg	0.5	1
Sb	mg/kg	75	5
As	mg/kg	10	20
Pb	mg/kg	100	700[3)]
Cr	mg/kg	100	100
Co	mg/kg	20	300
Cu	mg/kg	300	5
Mn	mg/kg	100	1000
Ni	mg/kg	100	10
V	mg/kg	25	0.5
Sn	mg/kg	75	1
[1)] Yearly average 1 mg/kg [2)] Yearly average 5 mg/kg [3)] Yearly average 300 mg/kg			

Table 4-4: Examples of accepted values of different parameters for the use of industrial waste and solvents

[76, Germany, 2006]

Conditions and the results of the yearly emissions monitoring are shown in Table 4-5 and Table 4-6. During the measurements, waste fuels made up more than 80 % of the energy. Strict emission levels can be achieved.

Parameter	Unit	Number and period of measurements		
		1	2	3
		08:00 – 18:00	08:00 – 18:00	08:00 – 18:00
Fossil fuels				
Main firing (coal dust)	t/h	2.9	3.3	2.4
Waste fuels				
Tyres	t/h	3.4	3.4	3.4
Solvents – line 1	t/h	3.0	3.0	3.0
Solvents – line 2	t/h	3.0	3.0	3.0
Plastics/wood	t/h	6.3	6.3	6.3
Kiln input				
Raw meal	t/h	200	200	200
Calorific values				
Coal	MJ/kg	26.8	26.8	26.8
Tyres	MJ/kg	26.0	26.0	26.0
Solvents – line 1[1)]	MJ/kg	27.7	27.7	27.7
Solvents – line 2[2)]	MJ/kg	26.6	26.6	26.6
Plastics/wood	MJ/kg	19.0	19.0	19.0
% of energy consumption				
Coal	%	17	19	15
Tyres	%	20	19	20
Solvents – line 1[1)]	%	19	18	19
Solvents – line 2[2)]	%	18	17	18
Plastics/wood	%	27	28	27
Total of waste fuels	%	83	81	85
Total	%	100	100	100
Product				
Clinker	t/h	121	121	121
Capacity	%	97	97	97

Table 4-5: Operational data of a German cement kiln using waste fuels (average of the data for a period of three days)

[76, Germany, 2006]

Component	Unit	Results[1]	
		Mill on average	Mill off average
Temperature	°C	106	151
Humidity	Vol-%	17	17
Volume flow	m^3/h	275900	2391000
Dust	mg/Nm^3	3[2]	
NO_x	mg/Nm^3	385[2]	
SO_x	mg/Nm^3	18[2]	
HCl	mg/Nm^3	n.d.[3]	n.d.[3]
HF	mg/Nm^3	0.09[4]	0.06[4]
Hg	mg/Nm^3	0.009[4] <0.01[2]	0.033[5] <0.002[2]
∑ (Cd, TI)	mg/Nm^3	n.d.[3]	n.d.[3]
∑ (Sb, As, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V, Sn)	mg/Nm^3	0.055[4]	0.071[4]
∑ (As, Benzo-a-pyren, Cd, Co, Cr)	mg/Nm^3	n.d.[3]	n.d.[3]
TOC	mg/Nm^3	8	9
PCDD/F	$ng\text{-}ITEQ/Nm^3$	n.d.[3]	n.d.[3]
Benzene	mg/Nm^3	<1[4]	

[1] Standard conditions at 1013 hPa and 273 K; after subtraction of water content, and an oxygen content in the flue-gas of 10 vol-%
[2] Yearly average value resulting from continuous measurements
[3] Not detected
[4] Average value for sampling period of 0.5 h

Table 4-6: Results from emissions monitoring by using waste fuels in a German cement kiln [76, Germany, 2006]

As an example from an Estonian cement plant, the waste fuel used is a homogenous mixture of liquid burnable hazardous wastes and is based on waste oils. If such a mixture meets the technical requirements shown in Table 4-7, the mixture is called waste fuel with a special name and is foreseen only for usage as a supplementary fuel in cement kilns. The waste fuel batch is a fixed volume of liquid waste fuel, processed as one load before delivery to the end user in certain conditions and supplied with a quality specification. Examples of an analysis of characteristics is shown in Table 4-8. Examples of quality requirements of wastes are shown in Table 4-9 below.

Quality data sheet for a waste fuel VA[1)]				
Nr.	**Element**	**Unit**	**Limit value; remarks**	**Measured value**
Supplier analyses each batch				
1	Calorific value as received	MJ/kg	>17	
2	Water content as received	mass %	<35; free water in waste is missing at reception	
3	Ash content	mass %	<15	
4	Flashpoint	°C	>60	
5	Solid particles <5mm in VA[1)] fuel	mm	Missing	
6	Density at 15 °C	kg/Nm^3	No norms	
7	VA[1)] viscosity at 40 °C	cSt	Unloading of cargo at reception site is guaranteed without using external means	
8	Reaction test at mixing with oil shale fuses (coagulation, gases, exothermic reaction)		Negative	
Supplier analyses for each 500 Nm^3 VA[1)] or at least once per year				
8	Sulphur (S)	mass %	<2	
9	Total halogen content Cl+Br+Fl+I	mass %	<1	
10	Metals: Cd+Tl Hg Sb+As+Pb+Cr+Co+Cu+Mn+Ni+V	ppm	 <15 <5 <2500	
Supplier analyses for each 2000 Nm^3 waste or at least once per year				
11	PCB[2)]	ppm	<50	

[1)] Specially prepared waste fuel VA is a homogeneous mixture of liquid burnable hazardous wastes and is based on waste oils
[2)] Polychlorinated biphenyls

Table 4-7: Quality data sheet for a waste fuel from Estonia [75, Estonia, 2006]

Analyses of fuses		
Parameter	**Unit**	**Analyses**
Higher calorific value	kJ/kg	15072
Lower calorific value	kJ/kg	9211
Solids[1)]	%	24.3 (100)
Coal[2)] (C)	%	24.7
Sulphur (S)	%	5.3
Other combustible solids	%	20.6
Ash (non-combustible)	%	49.4
Liquids[3)]	%	36.6 (100)
Petrol	%	30.3
Oil	%	69.4
Phenols	%	0.3
PCB[4)]	%	0.5[5)]
Water content	%	39.1
Density	kg/l	1.15
Flashpoint	°C	70
Ash (non-combustible), oxidised:		
Chlorine (CL)	%	traces
Sodium (Na+K)	%	2
Potassium (K)	%	
Calcium (Ca)	%	38.5
Silicon (Si)	%	28.8
Copper (Cu)	%	traces
Magnesia (Mg)	%	6.5
Iron (Fe)	%	6.1
Phosphorus (P)	%	0.2
Aluminium (Al)	%	7.7
Cadmium (Cd)	%	traces
Vanadium (V)	%	traces
Lead (Pb)	%	traces
Zinc (ZN)	%	traces
Chromium (Cr)	%	traces
Nickel (Ni)	%	traces
Sulphur (S)	%	8.7
Titanium (Ti)	%	0.4
Others	%	1.1
[1)] Dry substances, w = 0 % [2)] Carbon	[3)] Organic [4)] Polychlorinated biphenyls	

Table 4-8: Analysis of characteristics from an Estonian cement plant [75, Estonia, 2006]

Quality requirements for the waste		
Parameter	**Unit**	**Requirement**
Delivery temperature	°C	90
Viscosity at a temperature of 80 °C	cST[1)]	5.5 – 6.0
Viscosity at a temperature of 100 °C	cST[1)]	3.6 – 4.2
Calorific value, lower	MJ/kg	not below 26
Bulk weight	kg/m^3	1130 – 1140
Flashpoint in an open crucible	°C	not below 130
Melting temperature	°C	up to 50
Ash content	%	up to 0.5
Mechanical additives[2)]	%	up to 2.0
Water content	%	up to 4.0
Acid value/factor	mg KOH[3)]/g	up to 260
Chemical composition:		
Sulphur (S)	%	up to 0.2
Chlorine (Cl)	%	up to 0.1
Heavy metals: Na, K, Mn, V, Co, Ni, Cu, Pb, Zn	%	up to 0.005
[1)] cST = centistokes [2)] Grain size not above 3 mm	[3)] KOH = potassium hydroxide	

Table 4-9: Quality requirements for the waste from an Estonian cement plant [75, Estonia, 2006]

Table 4-10 shows the increase of the use of waste and waste fuels in an Estonian cement plant from 2000 to 2005.

Year	Consumption of waste fuels (t/yr)				
	Liquid				Solid
	Oil shale	Waste oil	Benzoic acid material	Total	Oil shale semi-coke
2000	-	365	-	365	-
2001	4415	1223	-	5638	9366
2002	16809	3322	-	20131	10013
2003	16304	4020	-	20324	27503
2004	19921	5643	1500	27064	15300
2005	19242	4552	3312	27106	-

Table 4-10: Consumption of waste fuels used in an Estonian cement plant [75, Estonia, 2006]

4.2.2.1.1 Examples of concentration ranges for substances in waste materials/waste input criteria

Table 4-11 to Table 4-13 show examples of typical metal concentration ranges and typical input criteria for different substances of suitable wastes used as fuels and/or raw materials in different cement plants in several countries.

Parameter	Austria[1) 10)]			Switzerland[2)]		Germany[3)]	
	Combustible waste[4)9)] in general	Plastic, paper, textile waste, wood, etc. high calorific fractions from common waste	Solvents, spent oil, waste lacquers	Combustible waste[5)9)] in general[)]	Other wastes for disposal	Plastic, paper, textile waste, wood, etc. high calorific fractions from common waste[6)]	Solvents, spent oil
	Maximum values (mg/kg)						
As	15	15	20	15	-	13	15
Sb	5	20 (200)[7)]	100	5	800[4)]	120	20
Be	5	-	-	5	-	2	2
Pb	200	500	800	200	500	400	150
Cd	2	27	20	2	5	9	4
Cr	100	300	300	100	500	250	50
Cu	100	500	500	100	600	700	180
Co	20	100	25	20	60	12	25
Ni	100	200	-	100	80	160	30
Hg	0.5	2	2	0.5	5[8)]	1.2	1
Tl	3	10	5	3	-	2	2
V	100	-	-	100	-	25	10
Zn	400	-	-	400	-	-	-
Sn	10	70	100	10	-	70	30
Cl (total)	1 %	2 %	-	-	-	1.5 %	-
PCBs	50	-	100	-	-	-	-

[1)] Voluntary self-commitment from the cement industry with authorities and relevant ministry
[2)] BUWAL, co-processing guidelines from Switzerland
[3)] Voluntary self-commitment from the waste industry and regulations from the Government North Rhine Westphalia (NRW) Germany
[4)] Net calorific value of 25 MJ/kg
[5)] Net calorific average value of 18 MJ/kg
[6)] Polyethylene terephthalate (PET)
[7)] Polyethylene terephthalate (PET), polyester
[8)] Special case, flue-gas cleaning for Hg
[9)] Other combustible waste in general (not applicable to selected authorised waste streams)
[10)] More up-to-date values can be found in the 'Guideline for Waste Fuels' of the Federal Ministry of Austria, notified by the European Commission

Table 4-11: Limit values in different permits and regulations in Austria, Switzerland and Germany for used wastes
[104, HOLCIM/GTZ, 2006], [168, TWG CLM, 2007]

Parameter	Unit	Spain[1)]	Belgium[1)]	France[1)]
Calorific values	MJ/kg	-	-	-
Halogens (expressed as Cl)	%	2	2	2
Cl	%	-	-	-
F	%	0.20		
S	%	3	3	3
Ba	mg/kg	-	-	-
Ag	mg/kg	-	-	-
Hg	mg/kg	10	5	10
Cd	mg/kg	50/100[2)]	70	-
Tl	mg/kg	50/100[2)]	30	-
∑ Hg+Cd+Tl	mg/kg	100	-	100
Sb	mg/kg	-	200	-
∑ Sb+As+Co+Ni+Pb+Sn+V+Cr	mg/kg	0.50 %	2500	2500
As	mg/kg	-	200	-
Co	mg/kg	-	200	-
Ni	mg/kg	-	1000	-
Cu	mg/kg	-	1000	-
Cr	mg/kg	-	1000	-
V	mg/kg	-	1000	-
Pb	mg/kg	-	1000	-
Sn	mg/kg	-	-	-
Mn	mg/kg	-	2000	-
Be	mg/kg	-	50	-
Se	mg/kg	-	50	-
Te	mg/kg	-	50	-
Zn	mg/kg	-	5000	-
PCBs	mg/kg	30	30	25
PCDDs/PCDFs	mg/kg	-	-	-
Br+I	mg/kg	-	2000	-
Cyanide	mg/kg	-	100	-

[1)] Limit values set by authorities for individual permits for cement plants in Spain, Belgium and France
[2)] Update Spain 2007

Table 4-12: Examples of limit values for waste fuels for different countries/regions based on individual permits

[104, HOLCIM/GTZ, 2006], [182, TWG CLM, 2008]

Parameter	Unit	Spain[1]	Belgium[1)]	France[1)]	Switzerland[2)]
TOC	mg/kg	2 %	5000	5000	-
Total halogens (expressed as Cl)	%	0.25	0.5	0.5	-
F	%	0.1	-	-	-
S	%	3	1	1	-
Hg	mg/kg	10	-	-	0.5
Cd	mg/kg	100	-	-	0.8
Tl	mg/kg	100	-	-	1
∑ Hg+Cd+Tl	mg/kg	100	-	-	-
Sb	mg/kg	-	-	-	1
∑ Sb+As+Co+Ni+Pb+Sn+V+Cr	mg/kg	0.50 %	-	-	-
As	mg/kg	-	-	-	20
Co	mg/kg	-	-	-	30
Ni	mg/kg	-	-	-	100
Cu	mg/kg	-	-	-	100
Cr	mg/kg	-	-	-	100
V	mg/kg	-	-	-	200
Pb	mg/kg	-	-	-	50
Sn	mg/kg	-	-	-	50
Mn	mg/kg	-	-	-	-
Be	mg/kg	-	-	-	3
Se	mg/kg	-	-	-	1
Te	mg/kg	-	-	-	-
Zn	mg/kg	-	-	-	400
PCBs	mg/kg	30	-	-	1
pH	mg/kg	-	-	-	-
Br+I	mg/kg	-	-	-	-
Cyanide	mg/kg	-	-	-	-

[1)] Limit values set by authorities for individual permits for cement plants in Spain, Belgium and France
[2)] Limit values for wastes used as raw materials, BUWAL 1998 (Switzerland), Guidelines Disposal of Wastes in Cement Plants

Table 4-13: Examples of limit values for wastes to be used as raw materials in different countries/regions
[104, HOLCIM/GTZ, 2006]

Table 4-14 and Table 4-15 show examples of typical input criteria for substances in wastes used in German cement plants.

Element	Concentration (mg/MJ)
Lead	0.09 – 25
Cadmium	0.01 – 0.7
Chromium	0.09 – 21
Nickel	0.1 – 25
Mercury	0.01 – 0.1
Thallium	<0.01 – 0.1
Zinc	0.5 – 625

Table 4-14: Examples of typical concentration ranges of metals from waste fuels
[60, VDI 2094 Germany, 2003]

Parameter	Concentration (mg/kg)
Arsenic	13
Cadmium	9
Cobalt	12
Chromium	250
Copper	700[1)]
Mercury	0.5 – 1
Manganese	500
Nickel	100
Lead	400
Antimony	120
Thallium	1 – 2
Vanadium	25
Tin	70
[1)] Higher values may occur in individual samples	

Table 4-15: Examples of input criteria for the use of suitable waste applied in German cement kilns
[76, Germany, 2006]

Table 4-16 and Table 4-17 show permit criteria for different substances for the types of wastes used in Austrian cement plants. In some cases, the selection of types of waste fuels and their input criteria are based on the so-called 'positive list', which is a self commitment of the cement industry. Furthermore, in some cases, the local authorities set more stringent input criteria. All permits contain maximum values, some in relation to the calorific value, others in relation to waste fuel types. In addition to the maximum values, one permit also contains median and 80 percentile values, depending on the type of waste fuel. One permit was issued in 2005.

Parame-ter	Waste fuels except sewage sludge[3)] (calorific value = 25 MJ/kg)	Paper and sewage sludge	Waste oil, solvents, varnish waste	Plastics, fractions with a high calorific value	Waste wood	Used tyres	Pa-per	Rubber	Ani-mal meal
	Maximum values ($mg/kg_{dry\ substance}$)								
As	15	5 – 10	10 – 20	15	15	-	0.5	36	0.3
Sb	200	20	10 – 100	20 – 30 (800[1)])	20	-	0.5	8.4	1
Pb	150	100 – 500	250 – 800	500	300 – 800	-	500	33.8	2
Cd	5	3 – 5	1 – 20	25 – 27	10 – 15	-	5	8	0.1
Cr	150	100 – 500	50 – 300	300	70	-	300	97	5
Co	50	50 – 60	3 – 25	20 – 100	14	-	60	128	1
Cu	700	350 – 600	500	500	100 – 400	-	600	748	15
Mn	500	700	70 - 100		150	-	300	4250	30
Ni	100	60	40 – 100	200	100	-	80	200	1.5
Hg	0.5	2 – 3	1 – 2	0.86 – 2	1	-	0.6	0.4	0.2
Tl	3	3	1 – 5	3 – 10	2	-	5	1	0.6
V	100	100	10 – 100	70	60	-	15	40	1
Zn	-	1000 – 2000	300 – 3000	-	1000	20000	2000	11400	150
Sn	50	10 – 50	-	70	-	-	10	20	1.5
Cl	1 wt-%[2)]	0.8 wt-%	1 wt-%	2 wt-%	0.5 wt-%	-	-	-	-
S	3 wt-%	-	-	-	-	-	-	-	-

[1)] Only for polyethylene terephthalate (PET)
[2)] Cl, F
[3)] From one permit

Table 4-16: Examples of permit criteria (maximum values) for substances in wastes used in Austrian cement plants
[161, Austria, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [170, Austria, 2007]

Parame-ter	Paper and sewage sludge	Waste oil	Solvents	Plastics	Waste wood	Paper	Rubber	Animal meal
	Median and 80 percentile values (mg/kg$_{dry\ substance}$)							
	Median	Median	Median	80 perc.	80 perc.	Median	Median	80 perc.
As	3.78	12	6	10	10	0.46	16.4	0.2
Sb	4.97	67	6	20	20	0.37	5.72	0.6
Pb	25.5	59	180	150	150	31.85	28	1.5
Cd	1.02	0.5	0.6	15	5	0.63	3.9	0.05
Cr	28	8	30	150	50	12.2	26	3
Co	6.6	1	1.8	15	10	3.6	80	0.4
Cu	160.5	52	300	300	50	10.75	300	12
Mn	350	0.1	42	200	150	287	28.6	25
Ni	22	1	24	100	100	11.1	77	1
Hg	1.2	0.47	0.6	0.6	0.5	0.26	0.02	0.1
Tl	6.69	0.05	0.6	1.5	1	1.11	0.4	0.3
V	16.05	1	6	30	60	6.11	12	0.5
Zn	40.6	390	30	30	20	1.76	10	1
Sn	877	1000	180	-	-	34.9	8597	120
Cl	-	0.4 wt-%	-	-	-	-	-	-
S	-	2 wt-%	-	-	-	-	-	-
PCB/PCT	-	50	-	-	-	-	-	-
Median value: 50 percentile value 80 perc.: 80 percentile value				Maximum value: 100 percentile value				

Table 4-17: Examples of permit criteria (median and 80 percentile values) for substances in waste used in Austrian cement plants
[161, Austria, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [170, Austria, 2007]

Examples of input criteria for substances in suitable waste used in cement plants in France (minimum and maximum limit values), Spain and Poland are shown in Table 4-18 and Table 4-19.

Parameter	Unit	Maximum value	Minimum value	Comment
Hg	ppm	<10	<10	1)
Hg+Cd+Tl	ppm	<1000	<100	2)
Cr	ppm	<10000	<250	3)
Cu	%	<2	<1	
Zn	%	<15	<1	
Co	%	<1	-	
Ni	%	<1	-	
Mn	%	<1	-	
Pb	%	<0.6	<0.1	
∑ As+Ni+Co+Se+Te+Cr+Pb+Sb+Sn+V	ppm	<10000	<2500	
∑ As+Ni+Co+Se+Te+Cr+Pb+Sb+Sn+V+Cu	ppm	-	<3500	
∑ Sb+As+Pb+Cr+Co+Cu+Mn+Ni+V+Cd+Tl+Hg	%	-	<1	
∑ As+Ni+Co+Se+Te+Cr+Pb+Sb+Sn+V+Cu+Zn+Mn	%	-	<2	
∑ Cd+Hg+Cr+Pb+Sn+V+Co+As+Cu+Mn+Mo+Tl+Ni	%	-	<1	
Sulphur	%	<12	<0.5	4)
PCB/PCB+PCT[8)]	ppm	<50	<50	5)
PCP[9)]	ppm	<50	-	6)
Total chlorine	%	<4	<1	7)
Other halogens (bromide+iodide+fluoride)	%	-	<0.5	-
Alkalis (Na_2O+K_2O)	%	<15	0.8	4)
Phosphates (P_2O_5)	%	<15	<0.75	4)

1) A value of 10 ppm is relevant for mercury for all cement plant permits
2) A large number of cement plant permits have a limit of 100 ppm for volatiles
3) A case by case situation depending on the local authorities. Three cement plants have no limitations on metals, 10 permits are related to previous EU legislation, some plants received permits with specific lists for metals or specific limitations on specific metals
4) Large range of acceptance of this parameter
5) Only one limit on PCB/PCT
6) Only one limit on PCP
7) Large range of acceptance on this parameter; more stringent constraints may exist on the waste deliveries depending on each kiln
8) PCB: polychlorinated biphenyl; PCT: polychlorinated terphenyl
9) PCP: pentachlorophenol

Table 4-18: Examples of input criteria for substances for suitable waste fuels used in cement plants with French permits
[168, TWG CLM, 2007], [174, EUCOPRO, 2007]

Parameter	Unit	Spain			Poland		
		National law	Plant 1	Plant 2	National law	Plant 1	Plant 2
Hg	ppm	nc	10	-	nc	nc	nc
∑ Hg+Cd+Tl	ppm	nc	100	100	nc	nc	nc
∑ Sb+As+Pb+Cr+Co +Cu+Ni+Mn+V	ppm	nc	5000	10000	nc	nc	nc
nc: no input criteria							

Table 4-19: Examples of input criteria for substances for suitable waste fuels used in cement plants in Spain and Poland
[168, TWG CLM, 2007], [174, EUCOPRO, 2007]

Parameter	Unit	Maximum value
Sulphur	% w/w	1.5
Chlorine	% w/w	2.0
Fluorine	% w/w	0.5
Bromine	% w/w	0.5
Iodine	% w/w	0.2
Mercury	ppm	10
∑Cadmium+Thallium (total)	ppm	30
Antimony	ppm	300
Arsenic	ppm	60
Chromium	ppm	200
Cobalt	ppm	100
Copper	ppm	300
Lead	ppm	500
Manganese	ppm	250
Nickel	ppm	500
Tin	ppm	200
Vanadium	ppm	50
Polychlorinated biphenyls (PCBs)	ppm	10
Pentachlorophenol (PCP)	ppm	20
Solids	% w/w	15
Ash	% w/w	10
Water	% w/w	20

Table 4-20: Input criteria specifications of a waste example
[168, TWG CLM, 2007], [174, EUCOPRO, 2007]

4.2.2.2 Examples of energy consumption

In Austrian cement plants, the consumption of conventional fuels as well as waste fuels used to cover the thermal energy demand, have permanently increased over the years from 1997 to 2004, as shown in Table 4-21.

Fuel	1997 (t/yr)	1998 (t/yr)	1999 (t/yr)	2000 (t/yr)	2001 (t/yr)	2002 (t/yr)	2003 (t/yr)	2004 (t/yr)
Coal	200241	159331	131580	166965	149354	76504	70523	72218
Lignite	7434	4335	11774	35023	38855	62908	69786	62551
Fuel oil	53423	46762	45081	17574	11004	11714	12363	14909
Gas[1)]	12618	11595	12394	13438	11343	10735	8727	8528
Petcoke	3275	11692	24021	10367	8648	51882	50089	57147
Other fossil fuels	0	0	0	0	0	0	82	1028
Total fossil fuels	273347	233171	221271	239486	215928	210643	209050	213916
Secondary fuels	101063	121719	135065	169888	218048	238959	267822	274032
Total fuels	374411	354890	356336	409374	433976	449602	476872	487948
[1)] 1000 m^3 (Vn/yr)								

Table 4-21: Fuel consumption in the Austrian cement industry
[92, Austria, 2006]

4.2.2.3 Examples of emissions data

Emissions data from 2006 from an Estonian cement plant are shown in Table 4-22.

Name and source of pollutant		Permitted data (t/yr)	Actual emissions data 2006 (t/yr)
Total dust		542.98	245.5
Total dust resulting from	Rotary kilns in special regime	420.0	89.84
	Rotary kilns in ordinary regime	149.60	71.11
	Oil shale mills	21.60	8.66
	Clinker coolers	178.60	63.23
	Clinker conveyors	5.76	1.85
	Limestone crushers	5.04	0.86
	Cement mills	7.56	2.25
	Cement mills with a separator	2.52	0.80
	Cement packing machines	1.08	0.44
	Limestone quarry	50.96	2.5
	Landfill for industrial wastes	4.32	1.02
	Oil shale quarry	1.44	0.35
	Port (different materials)	114.50	2.85
SO_2		5762.70	1696.63
SO_2 resulting from	Rotary kilns	5760.00	1696.63
	Oil shale mills	2.70	-
NO_x (calculated as NO_2)		3072.6	576.57
NO_x resulting from	Rotary kilns	2880.00	534.37
	Oil shale mills	43.2	15.76
	Power station	149.4	26.44
CO		3072.60	510.43
CO resulting from	Rotary kilns	4608.00	460.00
	Oil shale mills	10.8	7.72
	Power station	149.40	42.71
CO_2		787333	745620
Hydrogen chloride		247.60	5.03
Hydrogen fluoride		12.68	-
VOC		307.44	26.17
Heavy metals		20.32	0.08

Table 4-22: Examples of different emissions data from an Estonian cement plant in 2006 compared with permitted emissions data
[75, Estonia, 2006]

Fine dust PM_{10} and $PM_{2.5}$

Examples of fine dust fractions PM_{10} and $PM_{2.5}$ emitted from Irish cement plants are shown in Table 4-23.

Source		PM	Concentrations			Mass emissions rate (kg/h)
			As emitted (mg/Nm³)	Corrected to 10 % oxygen (mg/Nm³)	Standard conditions (mg/Nm³)	
Plant 1[6]	Raw mill (ESP)	PM_{10}	2.67[1]	2		0.7684
		PM_{10}	2.65[1]	2		0.7237
	Grate cooler (ESP)	PM_{10}	7[2]			1.4782
		PM_{10}	7[2]			1.6866
	Coal mill (fabric filter)	PM_{10}	9.33[3]	9		0.2979
		PM_{10}	10.1[3]	10		0.3085
	Cement mill (fabric filter)	PM_{10}	107[4]			4.38
		PM_{10}	73[4]			3.00
	Separator for cement mill (fabric filter)	PM_{10}	3[5]			0.4095
		PM_{10}	0[5]			0
	Fabric filter exhaust vents	PM_{10}		0.007 – 0.302		
Plant 2[7]	Cement mill (fabric filter)	PM_{10}			3.33	
		$PM_{2.5}$			<1.1	
	Coal mill (fabric filter)	PM_{10}			3.33	
		$PM_{2.5}$			3.33	
	Raw mill and cement mill (ESP)	PM_{10}			2.22	
		$PM_{2.5}$			5.56	
	Kiln feed (fabric filter)	PM_{10}			1.11	
		$PM_{2.5}$			2.22	
	Clinker conveyor (fabric filter)	PM_{10}			1.11	
		$PM_{2.5}$			1.11	
	Fabric filter	PM_{10}			1.11 – 7.78	
		$PM_{2.5}$			1.11 – 2.22	
	Cement mill	PM_{10}			5.56 – 3.33	
		$PM_{2.5}$			1.11 – 2.22	
	Silos	PM_{10}			1.11	
		$PM_{2.5}$			<1.1 – 3.33	
	Coal mill feed conveyor	PM_{10}			4.44	
		$PM_{2.5}$			3.33	
	Secondary crusher	PM_{10}			1.11	
		$PM_{2.5}$			<1.1	

[1] 7 % oxygen, temperature 139 °C, average gas flow 280397 Nm³/h, 3925558 Nm³/day
[2] 20.9 % oxygen, temperature 216 °C, average gas flow 225272 Nm³/h, 2703269 Nm³/day
[3] 10 % oxygen, temperature 86 °C, average gas flow 31241 Nm³/h, 656063 Nm³/day
[4] 20.9 % oxygen, temperature 110 °C, average gas flow 40901 Nm³/h, 940739 Nm³/day
[5] 20.9 % oxygen, temperature 86 °C, average gas flow 136940 Nm³/h, 2191046 Nm³/day
[6] Measurements from 2001
[7] Measurements from 2004

Table 4-23: Examples of fine dust emissions PM_{10} and $PM_{2.5}$ measured from cement plants in Ireland

[113, Ireland, 2007], [182, TWG CLM, 2008]

Emissions to water

In an example plant in Estonia using the wet process, 602000 m^3 of water was used in 2005 for the mud and oil collector. Emissions to water arise in the technical process for slurry production and from the oil collector. Emissions to water and the amounts of pollutants in waste water from the Estonian cement plant are shown in Table 4-24.

Amount of pollutants in waste water			
Pollutant	**Unit**	**Slurry and oil collector**	
		2004	**2005**
Biological oxygen demand	mg/l	5	7
Suspended solids	mg/l	8.3	11
Nitrogen total	mg/l	1.8	1.4
Phosphorus total	mg/l	0.08	0.057
Sulphates	mg/l	-	
Phenols I basic	µg/l	0.019	<0.5
Phenols II basic	µg/l	0.0053	<0.5
Oil	mg/l	0.03	0.01
Chemical oxygen demand	mg/l	54	-

Table 4-24: Amounts of pollutants in waste water in from an Estonian cement plant [75, Estonia, 2006]

4.2.3 Cement manufacturing – cogeneration/recovery of excess heat

4.2.3.1 Cogeneration of electric power via the conventional steam cycle process – Slite cement plant in Sweden

The cement plant (two kilns) at Slite (Island of Gotland/Sweden), which was initially designed for 6000 t/d clinker production, has continuously increased its production which now totals 7000 t/d. The suspended cyclone preheater tower has an off-gas temperature of approx. 440 °C. Furthermore, the plant has favourably low raw material moisture of between 2 – 3 %. Only a part of the heat from the kiln is needed for dry grinding.

The recoverable heat is sent to an existing electricity plant situated adjacent to the cement works, operated by a third party who re-utilises a steam turbine to generate electricity. The steam is generated in a two step heat recovery boiler system, one at the clinker cooler and one in the down duct of the kiln. With the installation as shown in Figure 4.1, the plant is able to supply water steam of a sufficient quality:

- clinker cooler with exhaust gas as a waste heat source (approx. 330 °C)
- electric precipitator on the clinker cooler of gas stream
- waste heat boilers – on the clinker cooler – with the water steam circuit
- second waste heat boiler in the off-gas of the preheater tower as a high dust application
- turbine and generator, in which the power is generated
- seawater operated condenser for re-cooling of the water steam.

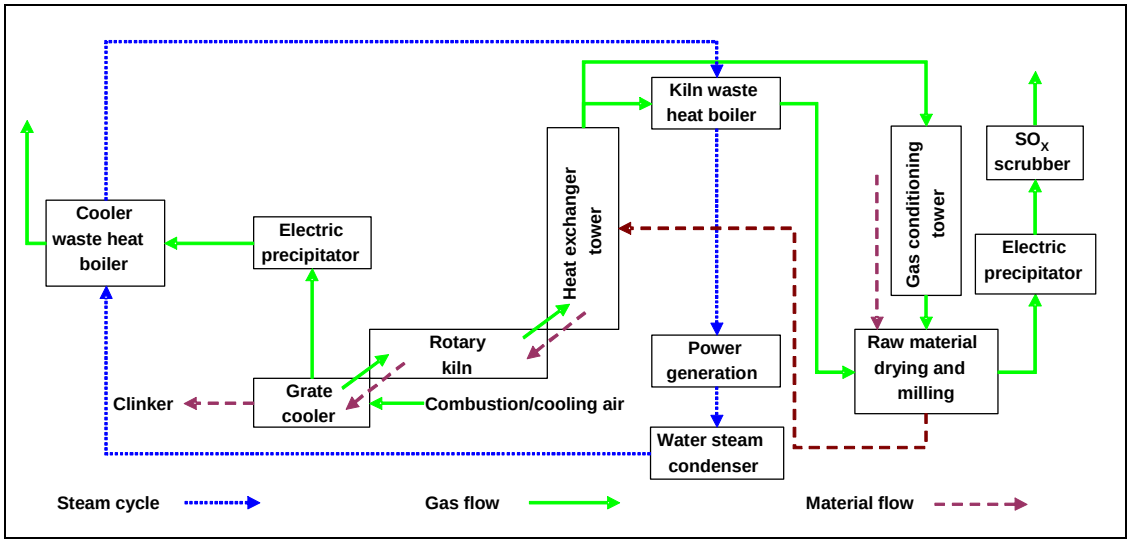

Figure 4.1: Flow diagram of a two step water-based heat recovery system for power cogeneration at the Slite cement plant in Sweden

[133, CEMBUREAU/Federhen, 2007]

As the first step, clinker cooler waste heat boilers operate to expectations. However, the preheater off-gas boiler does not generate the steam it was originally designed for – even after modifications. This failure can be seen as a result of the insulating fine dust layer on the heat exchanger tubes. In order to overcome the boiler inefficiency, a more effective dust blower system is needed. An internal survey showed that conventional tube cleaning technique with steam is not economic. Instead, a waste heat boiler with extensive heat exchanger surfaces is needed. This option, however, would generate a much higher pressure drop and increase internal power demand.

In 2007, the plant took approx. 30 MW of heat out of the system; it was initially designed for 9 MW and now supplies, after optimisation, about 6 MW. The investment costs, calculated in 1999, were 8 x EUR 106 for the boiler and steam distribution system, of which 25 % was subsidised. However, no costs were stated for the re-used existing steam turbine which contributed significantly to the economics of the installation. The annual electricity production is now approx. 50 GWh equalling ¼ of the plants total power need.

4.2.3.2 Cogeneration with the Organic Rankine Cycle (ORC) process – cement plant in Lengfurt in Germany

The Lengfurt plant uses the so-called low temperature Organic Rankine Cycle (ORC) process. This process is essentially based on the use of an organic motive medium (pentane) which evaporates at significantly lower temperatures than water instead of using steam as the motive medium. The basic principles of this technique have been used successfully for a long time in refrigeration techniques. The ORC technique is used mainly for generating power from geothermal heat sources; however, the use of this process in a cement plant is a world first. Figure 4.2 shows the flow diagram of this process.

The ORC process for generating power from low temperature waste heat in the cement plant of Lengfurt could in 2007, after seven years of experience, be regarded as a technically feasible alternative to power generating plants using water steam and, due to regional government funding, economic for the owner.

Its particular advantage lies in the stable and robust operation, the compact structure and the relatively high level of efficiency which can be achieved with heat sources of below 275 °C. However, the process is not typical for cement plants and the operation and maintenance personnel need special training.

The ORC waste heat power generating plant itself consists essentially of several sub-systems:

- a clinker cooler with exhaust gas as a waste heat source
- an ESP to reduce the dust emissions:
  - note: fabric filters are not suitable for the temperature level in such an arrangement
- a waste heat boiler with the pentane circuit
- a turbine and a generator, in which the power is generated
- an air condenser plant for re-cooling the pentane circuit.

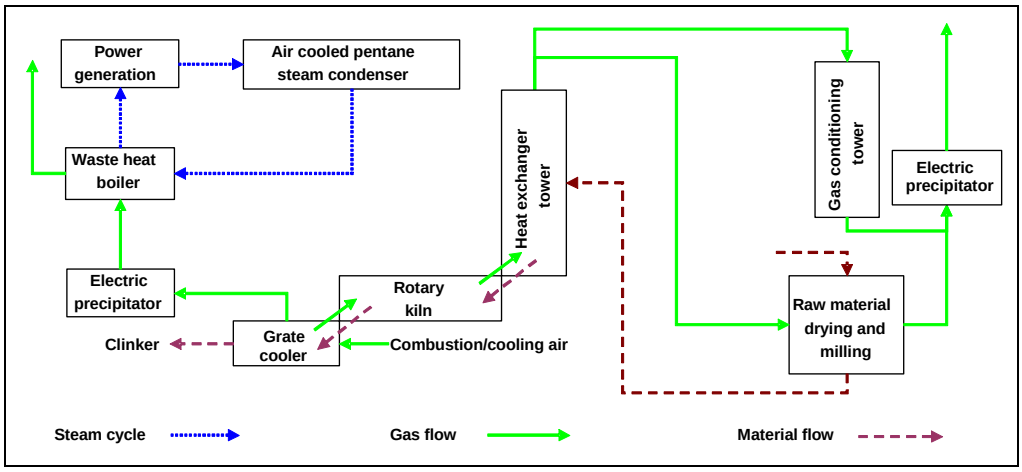

Figure 4.2: Flow diagram of a pentane based waste heat recovery system for power cogeneration at the Lengfurt plant in Germany
[133, CEMBUREAU/Federhen, 2007]

The results have shown that 1.0 MW (net.) electrical power can be generated with the given mode of operation. The achieved availability was 97 % of the operation time of the cement kiln. The clinker cooler has a waste heat output via the clinker cooler exhaust air of 14 MW and an exhaust gas temperature of between 300 – 350 °C of which approx. 9 MW on average is extracted.

At times, due to certain operating conditions of the kiln and kiln grate clinker cooler, the output of the turbine is lower than initially designed for. In 2007, the waste heat power generating plant covered up to 9 %; however, in future this plant will make it possible to cover up to 12 % of the electrical power requirement necessary for a cement plant. In this way, CO_2 emissions from the combustion associated with the generation of power can be reduced by between approx. 3000 to 7620 t/yr.

The total capital costs were EUR 4 million. From these total costs, EUR 2 million were accounted for by the ORC plant with a pentane cooling circuit including installation costs. The rest was used by the waste heat boiler, heat transfer plant, solid construction, electrics, design engineering, commissioning, remaining devices and fees. This resulted in specific capital costs of approx. EUR 4000/kW (net.), or EUR 1300/t CO_2 per year. The electric power generated was about 6000 MWh/yr, as the operation costs were EUR 50000 per year. However, no reserves for major repairs were included in the operation costs, which will be a requirement once the plant gets older [78, E. Baatz + G. Heidt, 2000], [79, Germany, 2001], [133, CEMBUREAU/Federhen, 2007].

4.2.4 Cement manufacturing – examples of NO_x reduction by using a high efficiency SNCR technique

The application of the SNCR technique at cement kilns has a history of more than 25 years. The first operational trials showed the principal applicability of SNCR at rotary cement kilns, provided that a temperature window of between 900 and 1000 °C was given. In the 1990s, the tests were extended to numerous cement kilns in different countries (Germany, US, Austria, Sweden, Switzerland, etc.). In most cases, NO_x reduction rates of more than 50 % could be achieved. Now, SNCR is used in the cement industry for reducing NO_x and is successfully applied at numerous cement kilns in Europe and the US.

4.2.4.1 Example SNCR technique used in Sweden

Process

In Sweden, Cementa AB has been operating high efficiency SNCR for NO_x reduction since 1997 on three cement kilns with a kiln capacity of 1900 t/d (five stage preheater kilns with satellite cooler) at their Skövde cement plant and kiln capacities of 1200 and 5800 t/d at their Slite cement plant. Figure 4.3 shows the flow diagram from a preheater kiln with satellite cooler in Slite.

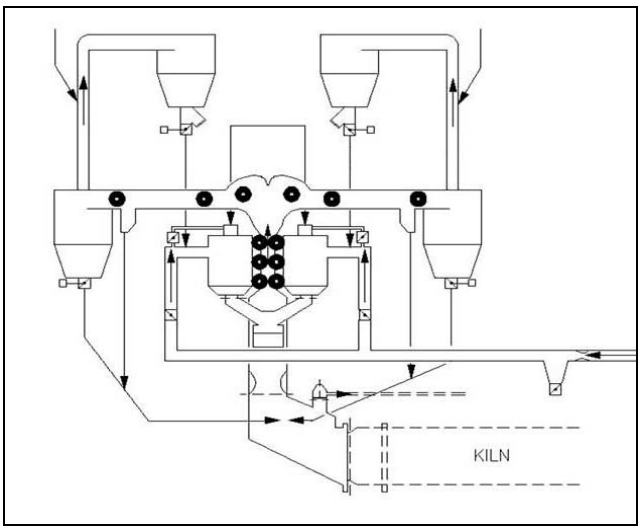

Figure 4.3: Flow diagram of the cement manufacturing process in Slite (Sweden) [114, Sweden, 2006]

For the injection of ammonia to the gas stream, a different number of pairs of nozzles are used. Slite cement plant normally uses three to four pairs of nozzles as shown in Figure 4.4, while the schematic view of the distribution of nozzles for the injection of ammonia solution at Skövde is shown in Figure 4.5.

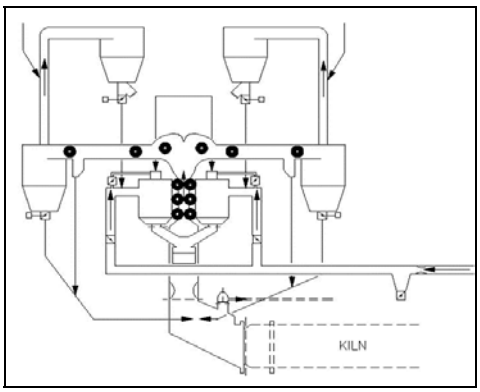

Figure 4.4: Flow diagram for the injection of NH_3 solution for SNCR at the Slite cement plant in Sweden [114, Sweden, 2006]

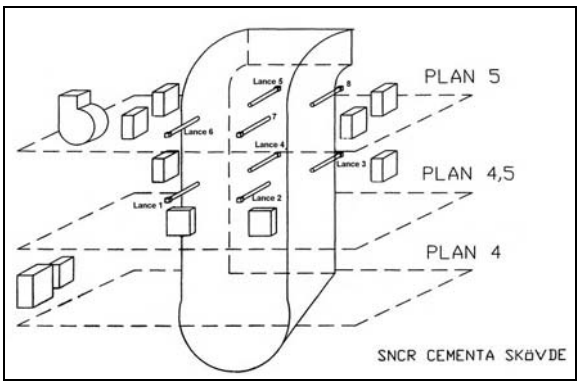

Figure 4.5: Flow diagram and nozzle plan for the injection of NH_3 solution for SNCR at the Skövde cement plant in Sweden [114, Sweden, 2006]

At both plants the initial NO_x level was between 800 to 1100 mg/Nm^3 thus the reduction rate remained around 80 % as initially found. Since 1998, the long term NO_x emissions that have been achieved have been around 200 mg/Nm^3, but at the Skövde plant less than 200 mg/Nm^3, measured as yearly averages. Since 1997, about 63500 t ammonia have been consumed in order to abate approximately 45000 t NO_x. At the Slite cement plant, the ammonia water consumption (25 %) stabilised at around 3.5 to 4.5 l/t clinker produced. At Skövde cement plant, it swayed between 2.5 and 3.5 l/t. Figure 4.6 shows the ammonia water consumption and the NO_x emissions that were achieved at these plants from 1995 until 2005. The effect of the fluctuating ammonia consumption is most likely due to a change in the clinker sintering conditions and, to a lesser extent, also to the wear of the nozzles in the system. Remarkably, it was not necessary to change the nozzles between 1997 and 2005, and the downtime for the three kilns was less than 200 h.

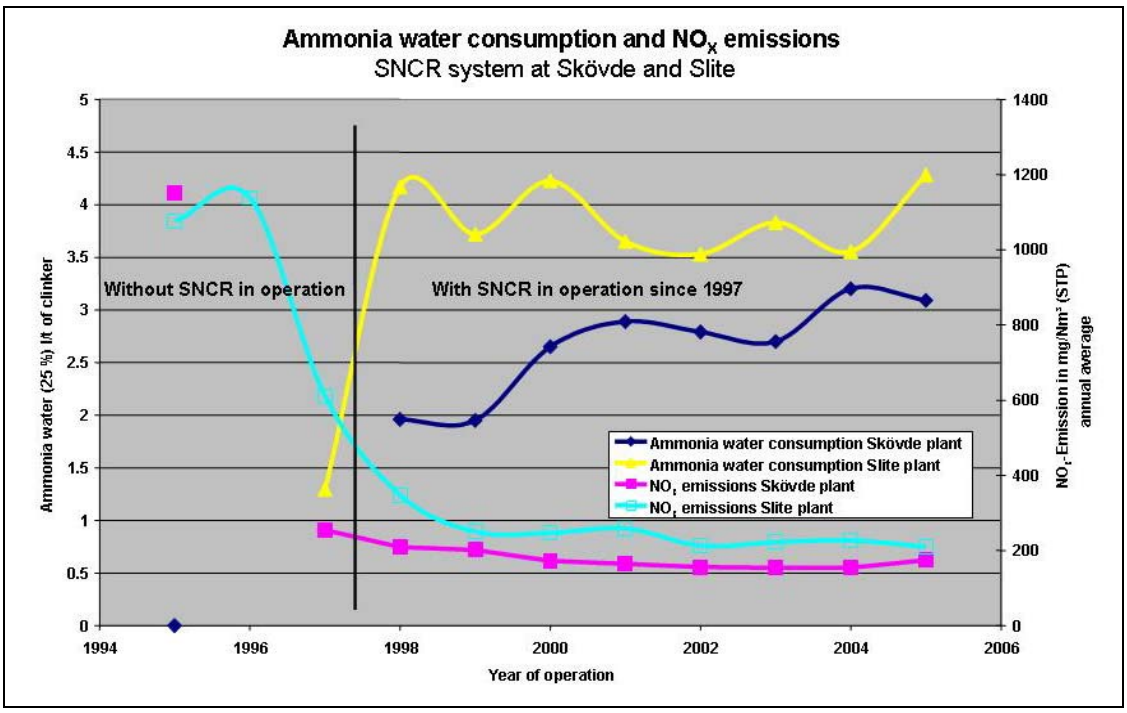

Figure 4.6: **NO_x emissions and the consumption of ammonia water at the cement plants in Slite and Skövde in Sweden from 1995 until 2005**

Molar ratio

In 2001, the initial molar ratio was found to be 1 – 1.2 (mol NH_3 to present mol of NO_x) at the Skövde plant. With an average removal efficiency of 80 %, these are computed to be 1.2 to 1.4 for the removed NO_x. At the Slite plant, the ammonia ratio was as initially found to be once again in the region of 1.2 – 1.4 mol/mol (present NO_x to injected NH_3) or 1.5 – 1.8 (reduced NO_x to injected NH_3).

Ammonia slip

From 1994 to 1996, tests of ammonia slip and emissions showed that both plants had natural ammonia emissions arising from the raw material of 10 to 30 mg/Nm³ at the Skövde plant and 15 to 20 mg/Nm³ at the Slite plant.

In Skövde, the ammonia slip, once the SNCR was set in operation, was 5 – 10 mg/Nm³. In Slite, the ammonia slip on top of the natural emissions was approx. 5 to 20 mg/Nm³.

In 2003 at the Skövde plant, repeated measurements showed less than 5 mg/Nm³ ammonia emissions without using SNCR and 20 mg/Nm³ by using SNCR.

Significant for both plants is that raw mills were being used. Ammonia was collected within these milling systems. In Skövde, during almost 98 % of the period of operation, the milling systems (raw and coal mills) were in operation. Therefore, the ammonia emissions found there in compound mode (mill operation/mill off) represented the average data.

In contrast, at the Slite cement plant there is a SO_x scrubber where the ammonia in the scrubber liquor is buffered, hence this equalises peaks and troughs. Together with the gypsum product, only a small fraction of ammonia is taken to the cement milling facilities (3 kg/h). The cement mill operates at low temperatures in a closed circuit and only very occasionally was an ammonia smell detected in the cement silo. Furthermore since 1998, continuous measurements of ammonia emissions were located at the stack of the scrubber. Measured data of ammonia emissions and the consumption of ammonia water at the Slite plant are shown in Figure 4.7.

During the operation period without the SO_2 scrubber, the ammonia emissions were between 15 and 35 mg/Nm^3.

Since the scrubber has been in operation, short time peaks are higher, even up to 125 mg/Nm³. This is because the scrubber liquor now increases its temperature from 53 to 59 °C, the equilibrium is shifted and some accumulated ammonia is released again. By using the scrubber at the Slite plant, the averaged ammonia level of 20 – 35 mg/Nm³ mostly follows the ammonia water consumption trend. This effect shows that the emphasis should remain – despite the high efficiency of the SNCR systems – also on primary NO_x control through to optimised process combustion conditions.

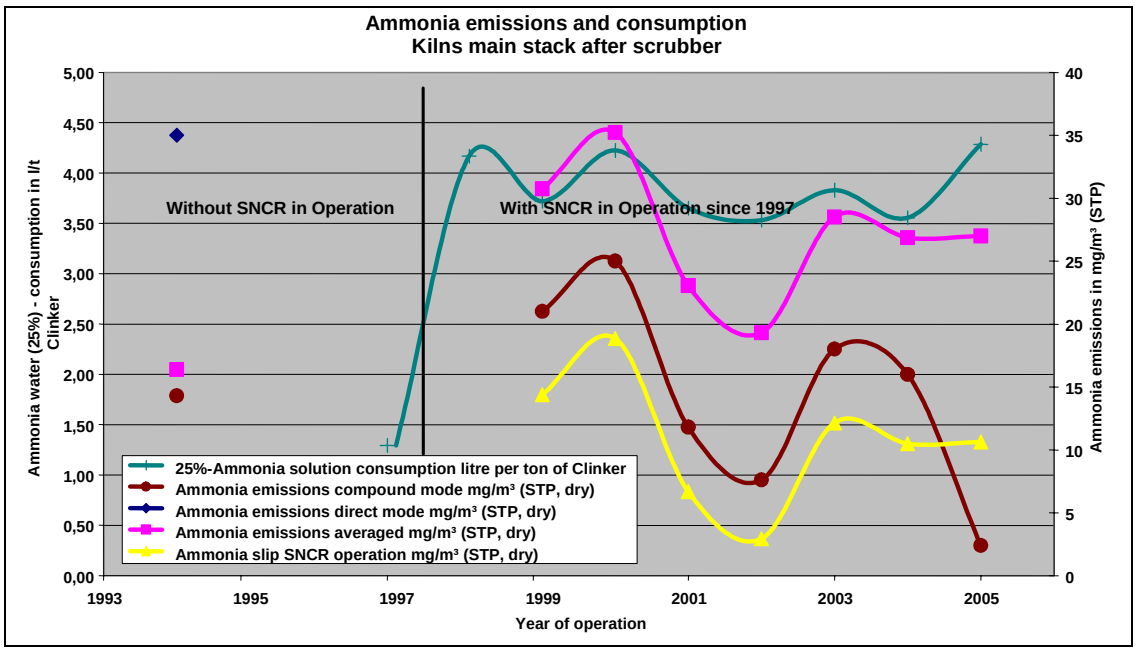

Figure 4.7: NH_3 emissions and ammonia water consumption at two cement kilns at the Slite cement plant in Sweden from 1994 until 2005
[114, Sweden, 2006]

At the Swedish cement plants, special equipment was applied. By using this equipment and an operation of low NO_x emissions design, additional ammonia emissions were at a level of 5 – 20 mg/Nm^3. However, the ammonia slip does fluctuate to the nature of the cement manufacturing process.

Costs of operation

The cost of operating an SNCR system is predominantly dependent on the consumption of ammonia water. Only little pumping energy is needed and the combustion of ammonia in the reduction zone of 900 – 1100 °C compensates for the heat needed to evaporate the water (ammonia carrier).

With costs of approx. EUR 100 per tonne of 25 % ammonia water in 1996 and EUR 130 per tonne in 2006, the reduction costs per tonne clinker produced, rose in Skövde modestly from initially EUR 0.30 to 0.35. Accumulated costs were here then EUR 0.40 to 0.45 per tonne clinker.

In Slite, since the transport costs to the Island of Gotland are higher than on the mainland (in 2007 the cost was EUR 140 per tonne), the cost fluctuated around EUR 0.40 to 0.5 0 per tonne clinker. In the production cost, electricity, maintenance and depreciation are accumulated to an

additional EUR 0.10 per tonne clinker. As initially calculated, the total costs per tonne clinker remained at around EUR 0.50 to 0.60 per tonne clinker.

In the period of 1997 to 2005, the reduction costs added up to approx. EUR 11 million. At the same time, about 45000 t NO_x was abated. The total costs with depreciation, capital costs, energy costs and costs for ammonia related to the NO_x abated were EUR 250 per tonne NO_x.

4.2.4.2 Example SNCR technique used in Germany

In an example cement plant in Germany, using a modern dry process kiln system, the SNCR process has been used for many years. This plant uses a rotary kiln of 5.5 m diameter and 89 m length, with a four stage two-string preheater and a planetary cooler. The capacity is about 3000 t/d clinker. The kiln can be fired 100 % of the time with waste fuels. A suitable temperature window is given in the riser duct region to apply the SNCR process. The initial NO_x emission level is quite low at approximately 400 – 600 mg/Nm^3, on a daily basis. However, it can also be up to 1200 mg/Nm^3 or more.

The ammonia water (25 % ammonia solution) is stored in a tank with a volume of 100 m³. From there, the ammonia water is pumped to a smaller container and the injection of ammonia water, controlled by a suitable device, takes place over eight lances as shown in Figure 4.8. The arrangement of the lances is determined by the temperature profile in the riser duct.

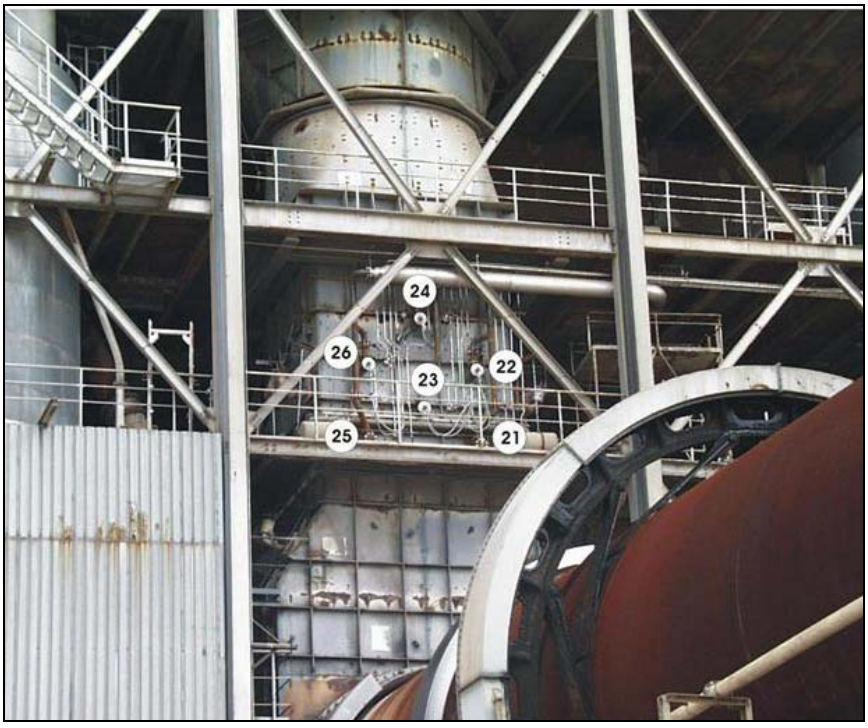

Figure 4.8: High efficiency SNCR and place for injection of ammonia water via lances at places Nr. 21 to 26
[76, Germany, 2006]

By using a high efficiency SNCR process, an emission level of 500 mg NO_2/Nm³ could constantly be achieved without any significant ammonia slip. Trials were performed to investigate the optimisation of the SNCR plant in order to achieve NO_x emissions of below 500 mg/Nm³. In 2007, the latest results from a six months performance test showed that NO_x emission values of 350 mg/Nm^3 (daily average values) were achieved by applying a NH_3:NO molar ratio of 0.7 (interconnected operation/mill on) – 0.8 (direct operation/mill off). Furthermore, NO_x emission values of 200 mg/Nm^3 (daily average values) were achieved by applying a NH_3:NO molar ratio of 1.4 (interconnected operation/mill on) – 1.5 (direct operation/mill off). However, by

applying high NH_3:NO molar ratios, ammonia emissions have to be carefully considered. During the performance tests, the NH_3 emissions were measured continuously. The NH_3 measurements however resulted in significant ammonia slip by keeping 200 NO_x mg/Nm^3 particularly during mill-off operation (max. 50 – 200 mg/Nm^3). Altogether, the ammonia slip was twice as high to achieve the emission level of 200 mg/Nm^3 (NH_3: three months average value of 21[49] mg/Nm^3) compared to a level of 350 mg/Nm^3 (NH_3: three months average value of 11[49] mg/Nm^3). The mill off operation ratio in this case was about 10 – 20 %. A relevant enrichment of ammonia in the raw meal and the ESP dust could not be observed during the performance test. The tests showed that ammonia emissions should carefully be considered. The ammonia slip, which occurs because of the above process, sets the limits to the over-stoichiometric addition of reducing agents [76, Germany, 2006], [168, TWG CLM, 2007], [173, Germany, 2007], [182, TWG CLM, 2008].

4.2.5 Cement manufacturing – example of NO_x reduction by using the SCR technique

Description

The first full scale SCR demonstration plant was built in Germany with government funding. This plant (Solnhofer Portland-Zementwerke) has been in operation since 2001. Solnhofer Portland-Zementwerke decided to implement a high dust SCR system for the following reasons:

- lower consumption of NH_3 compared to SNCR, resulting in lower operational costs
- at the top of the four stage preheater, the waste gas has a temperature of 320 – 350 °C which is suitable for SCR and does not require reheating (as in the case of configuration between the fabric filter and the stack), thus reducing energy costs and pressure loss.

The SCR reactor in Solnhofen allows the installation of six layers of catalytic elements, but only three of these layers have been in use. Each layer consists of six modules, each with 72 catalytic elements. The catalytic elements have a size of 15 x 15 x 90 cm each, a comblike structure and a special composition based on TiO_2 and V_2O_5. A pitch of 13 mm (but 10 mm in the middle layer) was chosen in order to avoid plugging. The integrated dedusting system uses preheated, high pressurised air to remove dust accumulations from the catalyst surface. The air nozzles are moved continuously over each catalyst layer, thus no service interruption is necessary to remove dust from the catalyst. By optimisation of the dedusting system, the consumption of high pressurised air was reduced from initially 100 to 18 m^3 per tonne of cement clinker, resulting in energy costs for the operation of the catalyst of about EUR 0.098 per tonne cement clinker [76, Germany, 2006].

The SCR process from the Solnhofen SCR example plant is shown in Figure 4.9.

[49] Anm. der Übersetzer: In der englischen Fassung waren die Werte „11“ und „21“ – ebenso wie in Abschnitt 1.4.5.1.7 (siehe Fußnote 16) – vertauscht.

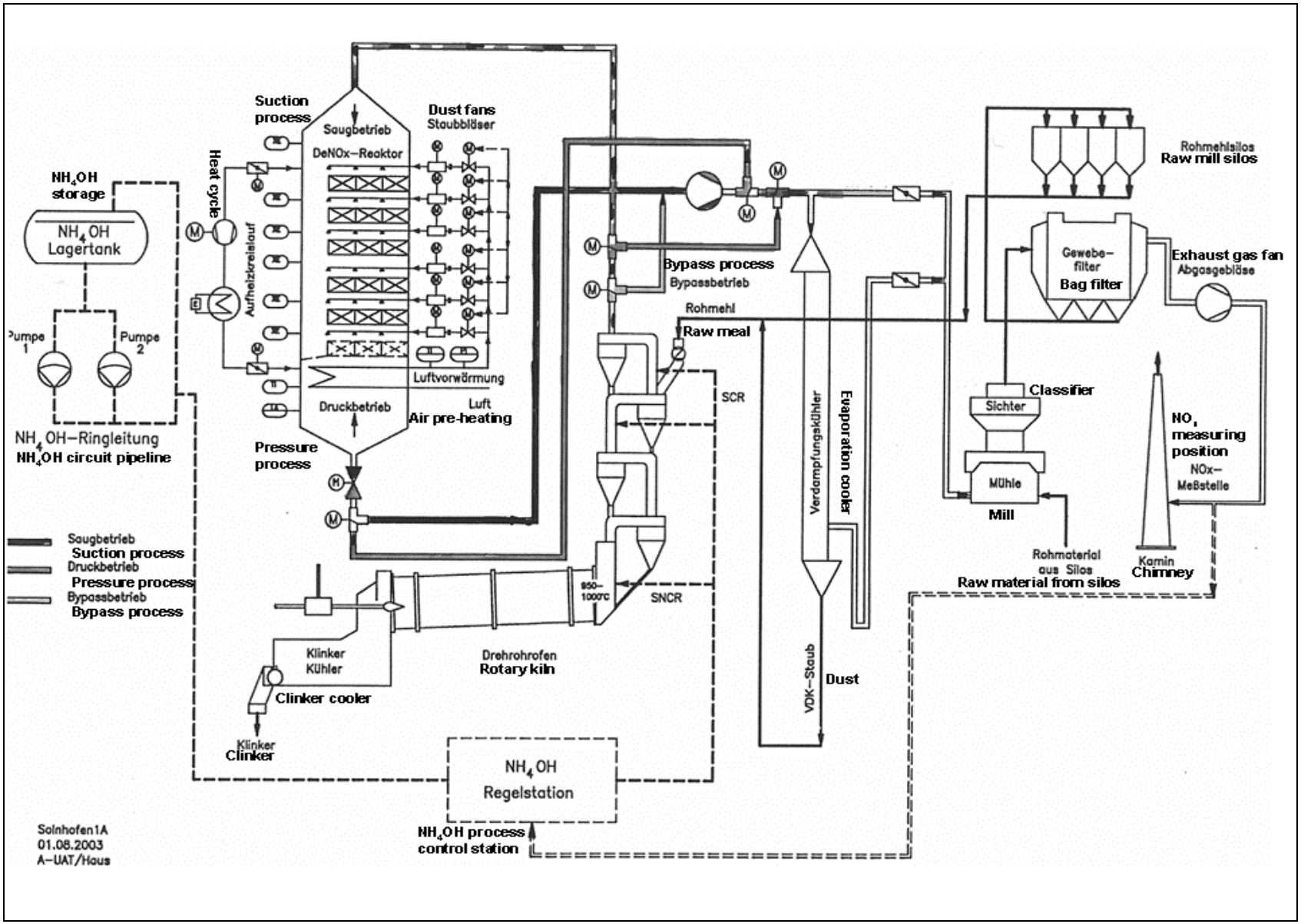

Figure 4.9: Flow diagram of the SCR example plant in Germany (Solnhofer Portland-Zementwerke) [76, Germany, 2006]

In order to ensure a maximum lifetime of the SCR reactor, it was designed to facilitate either upstream or downstream operation, as shown in Figure 4.9. Accordingly, the integrated dedusting system is able to blow away dust accumulations either from the upper or the lower surface of each catalyst layer. As long-term experience in Solnhofen did not prove expected advantages for upstream operation, there was no need to switch the gas flow direction. Accordingly, future implementations of high dust SCR could be designed for downstream operation only, thus reducing investment costs.

The reduction agent, a water solution with 25 % NH_3, is added to the off-gas at the upper stages of the preheater in a molar ratio of 0.8 to 0.9 to the stoichiometric demand, according to the waste gas flow, the initial NO_x concentration and the target value.

The first set of catalysts was in operation for 40000 h without excessive use or loss of activity. Later trials with plate-type catalysts showed higher mechanical use and unexpected losses of activity. In order to ensure full-time emission limit value (ELV) compliance, the Solnhofen plant was equipped with an SNCR system for backup operation in 2006.

Achieved environmental benefits and operational data
The NO_x abatement efficiency of the SCR plant in Solnhofen is usually in the range of 59 to 67 %. Under unusual operating conditions with raw gas concentrations of 3000 mg/Nm^3 and higher, NO_x abatement efficiencies of more than 80 % were observed. In regular operation, the SCR reduces NO_x emissions from raw gas concentrations of 1000 to 1600 mg/Nm^3 to about 400 to 550 mg/Nm^3. It has to be noted that the Solnhofen plant was designed to comply with a NO_x emission limit value of 500 mg/Nm^3 and that it has been operated accordingly, but sometimes the emission limit value of 500 mg/Nm^3 was exceeded.

With a molar ratio of 0.8 to 0.9, the consumption of NH_3 is significantly lower than by the application of SNCR. It has to be noted that NH_3 from the raw material also serves as the reduction agent in the reactor, thus the emission level of residual NH_3 is very low. At the Solnhofen plant, the SCR usually led to NH_3 emissions of below 1 mg/Nm^3.

In one campaign, the NH_3 dosage was increased according to a target NO_x level of 200 mg/Nm^3. In this campaign, an emission level of around 300 mg/Nm^3 was achieved. These results may indicate the potential of the technique, especially as they were also achieved with three catalytic layers only, and the emission level of residual NH_3 was still around 1 mg/Nm^3.

Cross-media effect
The only negative cross-media effect is a minor increase of electrical energy demand due to the internal dedusting system of the SCR reactor and additional pressure losses.

Applicability
Up until 2008, SCR has only been tested on preheater and semi-dry (Lepol) kiln systems, but it might be applicable to other kiln systems as well.

Economics
The total investment costs of the SCR project in Solnhofen were about EUR 3.5 million, including extra expenditure for development reasons such as the capacity for the six catalyst layers and the ability to operate either in upstream or in downstream mode. The investment costs of a new plant based on the Solnhofen experience are estimated to be approximately EUR 2.2 million for the SCR reactor, including approximately EUR 250000 for the catalysts which have to be calculated with replacement costs each 5 – 6 years. This amount does not include costs for ammonia storage and ductwork, as they vary significantly from site to site. The costs for NO_x reduction by SCR or by SNCR are estimated by the German federal environmental agency (UBA) for a kiln capacity of 1500 t/d and a NO_x reduction from 1000 to 500 mg/Nm^3 based on practical experience from the Solnhofen plant. As shown in the last two columns of Table 4-26, the cost estimations are extrapolated for a NO_x reduction to 200 mg/Nm^3.

As a result of the German UBA calculations, the operating costs for SNCR and SCR – including replacement costs for the catalyst – are roughly the same for a target NO_x level of 500 mg/Nm^3, while the total specific costs for SCR are approximately 50 % higher than for SNCR. At a target NO_x level of 200 mg/Nm^3, SCR seems to be more efficient regarding operating costs, but the total specific costs are still at the same level of magnitude as for SNCR. When comparing these figures, it has to be noted that long-term experience with a NO_x level of 200 mg/Nm^3 is neither available for SCR nor for SNCR yet. In the case of SNCR, higher emissions of NH_3 also have to be taken into account [76, Germany, 2006]

Basic parameter	Unit	Factor
Clinker production rate	t/yr	480000
Clinker production rate	t/d	1500
Operation time	h/yr	7680
Waste gas flow	Nm^3/t	2300
Initial NO_x level	mg/Nm^3	1000
Initial NO_x level	kg/t	2.3
NH_3 costs (25 % solution)	EUR/t	90.00
Catalysts costs	EUR/Nm^3	7500
Useful life of catalyst	h	40000
Useful life of investments	yr	20
Inflation rate	%	3.0

Table 4-25: Basic assumptions from the SCR plant in Germany [76, Germany, 2006]

Comparison of costs for SNCR versus SCR					
Parameter	**Unit**	**SNCR**	**SCR**	**SNCR**	**SCR**
NO_x target value	mg/Nm^3	500	500	200	200
NH_3 equivalent	kg/t	0.44	0.44	0.71	0.71
Stoichiometric factor		1.7	0.8	2.5	1.0
NH_3 (25 %) consumption	kg/t	3.02	1.42	7.11	2.84
NH_3 (25 %) consumption	kg/d	4.550	2.150	10.650	4.250
Number of catalytic layers			3		4
Operating costs					
NH_3 consumption	EUR/t	0.27	0.13	0.64	0.26
Electrical energy consumption	EUR/t	0.03	0.10	0.06	0.11
Catalyst replacement costs	EUR/t		0.10		0.13
TOTAL	EUR/t	0.30	0.33	0.70	0.50
Investment costs					
Ammonia system	EUR	600000	250000	1000000	350000
SCR reactor (except catalysts)	EUR		1950000		2350000
TOTAL	EUR	600000	2200000	1000000	2700000
Specific investment costs[1)]	EUR/t	0.08	0.30	0.14	0.37
Total specific costs[2)]	EUR/t	0.38	0.62	0.83	0.87
NO_x abatement costs	EUR/t NO_x	330.00	540.00	450.00	470.00
[1)] Specific investments [2)] Total operating costs and specific investment costs					

Table 4-26: Comparison of costs for the NO_x abatement techniques of SNCR versus SCR from German UBA for a German plant [76, Germany, 2006]

A cost calculation of the German cement industry carried out by the Association of German Engineers (VDZ) comprises a detailed approach concerning the costs of the SCR technique. Besides the investment costs, this study also considers the entire operating costs including the costs for ammonia water, power consumption due to compressed air for the cleaning of the catalyst and the pressure drop due to the catalyst itself along with other typical economic assessment figures for a cement plant. Here it was shown that the costs for SNCR are always lower than

those for SCR if European energy and NH_3 prices are used as a basis. Theoretically, SCR could only become less costly than SNCR at very high reduction rates, if NH_3 prices would rise significantly and if energy prices would decrease. This situation, however, seems not be applicable for the EU region, since ammonia and energy costs are not opposing each other, as they tend to rise and fall concurrently. It could also be shown that efforts to reduce NO_x by primary measures/techniques (~800 mg/m³ which was the average in Germany in 2007) brought about better economics for SNCR, as costs for these are largely influenced by the costs for ammonia.

The SCR results have shown cost levels in a range of EUR 1.25 to 2.00 per tonne, depending on plant size and NO_x removal efficiency required. In contrast to SNCR, SCR is dominated by the investment costs, which are four to nine times higher than for an SNCR system. Furthermore, the energy consumption is essentially due to pressure drop and cleaning air for the catalyst. The latest specific figures for the SCR system reflect the development of the technique. As an earlier VDZ study stated, EUR 3 per tonne clinker was the specific cost for SCR, although this value figure has decreased to around EUR 1.75 per tonne in 2006 [76, Germany, 2006].

Costs calculated by VDZ for a full scale installation with a kiln capacity of 1500 t clinker/d, initial emissions of 1200 mg/Nm^3 and a final level of 200, 500 and 800 mg/Nm^3, is shown in Table 4-27.

Technique	Kiln system applicability	Reduction efficiency	Reported costs	
			Investment costs (EUR million)	Operating costs (EUR)
SCR	Possibly all	85 – 95 %	3.2 – 4.2	0.54 – 0.94

Table 4-27: Cost calculations for NO_x abatement by using SCR for a German cement plant with a capacity of 1500 t/d
[76, Germany, 2006]

4.2.6 Cement manufacturing – guideline regarding the control of CO trips

In most cases in the dry process of cement manufacturing, the hot exhaust gas provides heat for the raw mill (compound operation). If the raw mill is not running (direct operation), the gases are normally cooled down by water spraying in a conditioning tower before being treated in the dust collector, both to reduce gas volume and to improve precipitation characteristics, where the latter is especially important for electrostatic precipitators.

The kiln/raw mill exhaust gas as such is composed of different constituents, such as CO_2, N_2, water vapour and oxygen. To a much lesser extent, it contains NO and SO_x as well as CO. CO can be found in flue-gas at concentrations of up to 0.1 % with additional CO originating from carbon in the raw materials.

The term 'CO trips' applies to ESPs and, to some extent, to hybrid filters, as they will have to be shut down during elevated CO levels in the flue-gases for safety reasons. Such a shutdown will, in turn, inflict an increase in dust emissions, which will be in the order of a few seconds to some minutes. An automatic CO monitoring device needs to monitor the flue-gas continuously. When this device is optimised for reaction time as well as shutdown procedure, and is properly maintained, the ESP will perform in accordance with its specifications. Applied on kilns with secondary firing, further operational reliability of the filters can be secured through sequential shutdown of the firing system during a CO trip.

4.2.6.1 Objectives for reducing operational interruptions – CO trips

The carbon monoxide originating from any organic content in the raw materials will be emitted with the kiln gases. However, in addition to the CO background level, additional CO trips arise when fuel feed and/or combustion air ratio control is inadequate. CO trips can occur within a couple of minutes, or even seconds, rapidly reaching an operational interruption limit (see Section 1.3.4.1.1).

The main objective is, therefore, to proactively minimise operation disruptions – ultimately rule out ESP explosions – by managerial methods. Consequently, control of the CO level in a cement kiln is important, particularly where ESPs are used for particulate abatement. If the CO trip cannot be suppressed, any ignition sources, particularly the high tension equipment of the ESPs, require special attention. A trip of the high tension equipment as such is the last resort and is undesirable. Other potential ignition sources can be static loads caused by solid/solid frictions or also fans, possible for any dust collection system.

In general, the critical limit is >8 % CO or - CH_4 - in the presence of >6 % O_2. In reality, the CO trip travels through the gas train swiftly and will reach the critical area for an ignition source before the analysing system is able to indicate an alarm. Therefore, the action level has to be significantly lower than the theoretical level, and is further dependent on the CH_4 and H_2 concentrations, especially when natural gas is used as fuel. In certain cases, the ESP is tripped well below the critical limit whilst in others, the ESP systems can be improperly protected.

The high tension equipment trip level depends on the dead time. This is, in turn, dependent on the location, type and arrangement of the analysis equipment. The slower the response time of the analysing equipment and the shorter the hold up time from the analysing point to the ignition source is, the lower the action level has to be.

Surveys show that disruptions predominantly happen during the start-up operation phase. Therefore, for safe operation, it is crucial that the gas analysers for ESP protection are on-line during all operational phases, not only during normal operation. In order to reduce plant downtime, it may also be useful to have a backup system in operation.

4.2.6.2 Strategy of CO minimisation development

In order to reduce ESP downtime, a systematic stepwise approach is needed as described below:

- set objectives and assess the situation in respect of main factors influencing CO trips, such as causes of CO trips due to fuel feed or poor combustion
- compare and evaluate current and optimum situations, identification of optimisation potential and setting priorities – gap analysis
- optimisation of the process, the analysis system, ensuring availability, reliability and speed, optimisation of reaction measures/techniques.

In the assessment phase location, reliability, availability and dynamic behaviour of analysing equipment besides CO development statistics are all needed along with fuel and process information. These can be correlated to identify any cause and address counter measures/techniques.

CO trips can be caused by unstable operation of the combustion system. This can occur with any fuel, but especially with solid fuel. Therefore the fuel feeding systems must be designed to prevent surges of fuel into the kiln system at any time. The conveying properties of solid fuels are particularly critical factors in this respect and must be carefully controlled to prevent hold ups or blockages in the fuel preparation and feeding systems. However, equally important is the need to keep the normal CO emissions as low as possible, thereby increasing the distance to the action level providing more reaction time. This is done by means of improvement in combustion such as optimisation and quality of the fuel feed, burner properties and configuration, kiln draft, combustion temperature and residence time.

4.2.6.3 CO monitoring system

The ideal CO monitoring system has a short response time and should be situated close to the source of the CO, such as at a preheater tower outlet, or at a kiln inlet in the case of a wet kiln application. Still, a dead time analysis of the entire system – including hold up time due to duct volume – needs to be carried out. Ideally the dead time for the CO gas sample to travel from the suction point to the analyser will be in the region of 20 – 30 seconds (analysing lag time). Adding an additional 10 – 30 seconds lag time, as the analysing reaction time, should give the total maximum dead time before approximately 85 % of the maximum value has been reached. The total dead time determines when action has to be taken – not too early and not too late. If a more detailed analysis of the slope of the CO signal is carried out, a more precise prediction can be made when the ESP high tension system has to be shutdown and when it can be put back into full operation again – hence accounting for when the CO trip has left the critical area.

The CO monitoring lag time can be reduced by an increased sample flow, shortening the distance from the sampling point to the analyser, reduced volume in the analysing system and a quick electronic reporting signal. Rapid in situ systems with response times of <3 seconds are available on the market, but these have limitations in high dust-laden gases. In general, a strict maintenance and calibration regime is essential. However, analyser ranges and components have to appropriately address critical limits of up to 5 % for CO and 3 % for CH_4 respectively.

4.2.6.4 Actions to be taken in the event of a CO trip

An example of primary measures/techniques which can be used to prevent CO trips in ESPs is described in Table 4-28. Standard staged actions may firstly include reducing fuel feed and the high tension level. Thereafter, cutting the fuel feed entirely and tripping the high tension transformers automatically. The system then needs to be purged by keeping the fans in operation. The necessary purge time can be determined in the same way as the lag time.

Primary measures/techniques to prevent CO trips		
Measuring point	**CO level (%)**	**Measure**
In the preheater tower	0.5	Alarm, shutdown of precalciner/kiln inlet firing system
	1.2	Shutdown of main firing system
	2.5	Shutdown of high tension electrostatic precipitator
After the preheater tower	0.5	Alarm, shutdown of precalciner/kiln inlet firing system
	0.8	Shutdown of main firing system
	1.5	Shutdown of high tension electrostatic precipitator
	0.5	Restart of ESP high tension equipment

Table 4-28: Example of primary measures/techniques to prevent CO trips from ESPs [60, VDI 2094 Germany, 2003], [83, CEMBUREAU, 2006]

4.2.6.5 CO and CH_4 in fabric filters

Fabric filters operated in overcritical atmospheres may also experience problems. Therefore, the operational CO level should also be kept as low as possible. As with ESPs, additional combustible gas components such as CH_4 and H_2 will lower the critical level, i.e. if hydrogen of approximately 2 % is present, the critical level is reduced to ~5 %.

Specific potential ignition sources for fabric filters can be static loads caused by the friction of man-made fibres or – in the event of hybrid filters (combination of an ESP with a fabric filter) – the accumulated static load on the bags. To prevent interruptions, especially for coal mills, bags are fitted with a stainless steel fibre mesh or a conducting surface and are grounded to the baghouse cell plate. Similarly for hybrid dust collectors, the grounding of the bag support cage with the cell plate is recommended.

As with the ESP system, the CO has to be purged out. Purging of coal mills is preferably done by means of inert gas, such as kiln gas, CO_2 or N_2 [83, CEMBUREAU, 2006].

4.3 Annex lime manufacturing

4.3.1 Lime manufacturing – distribution of metal concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27

The following figures (Figure 4.10 to Figure 4.25) show the corresponding distributions of different metal concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 (see also Section 2.3.3.9) [56, EuLA, 2006].

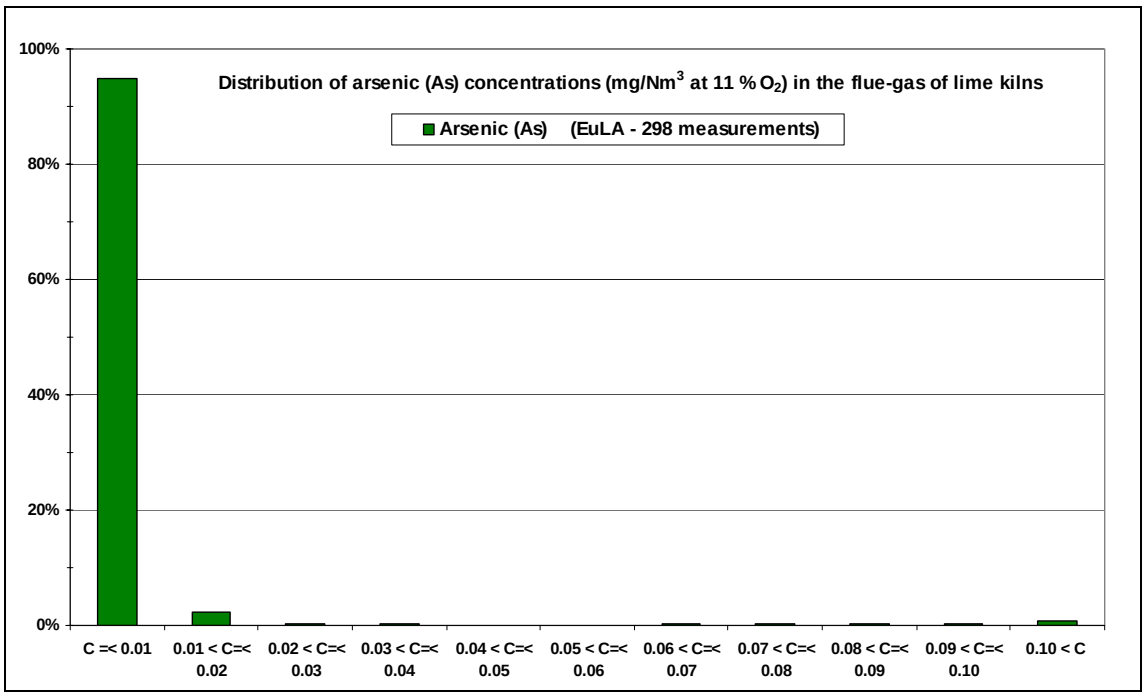

Figure 4.10: Distribution of arsenic concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 [56, EuLA, 2006]

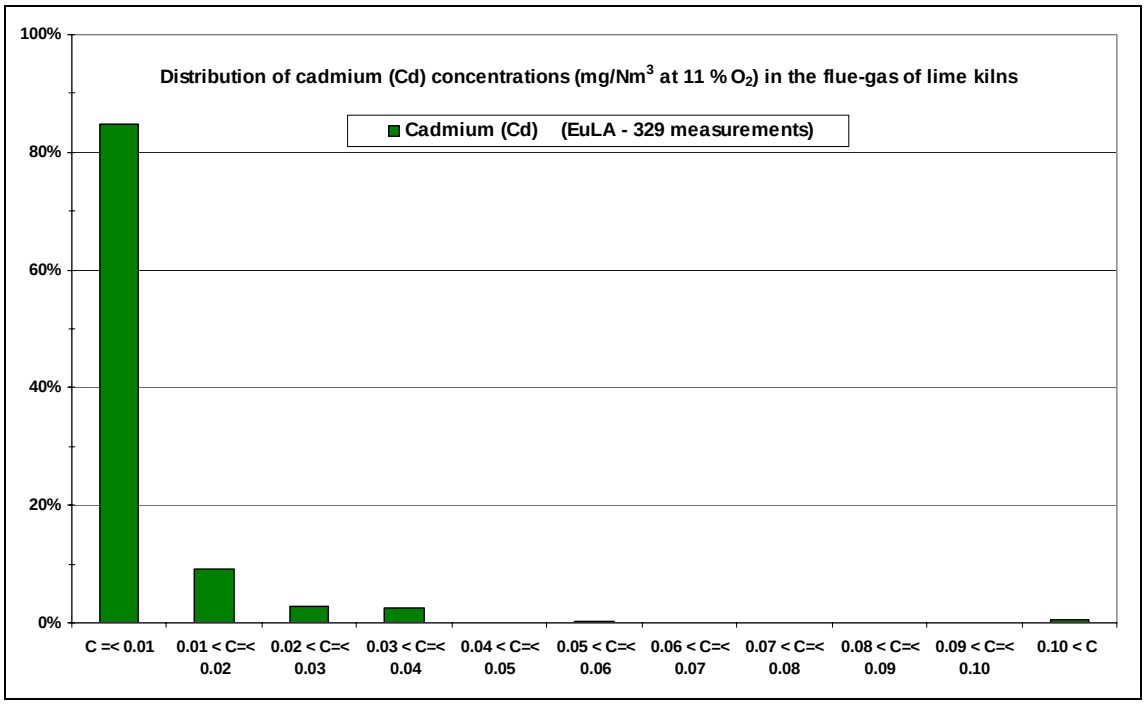

Figure 4.11: Distribution of cadmium concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 [56, EuLA, 2006]

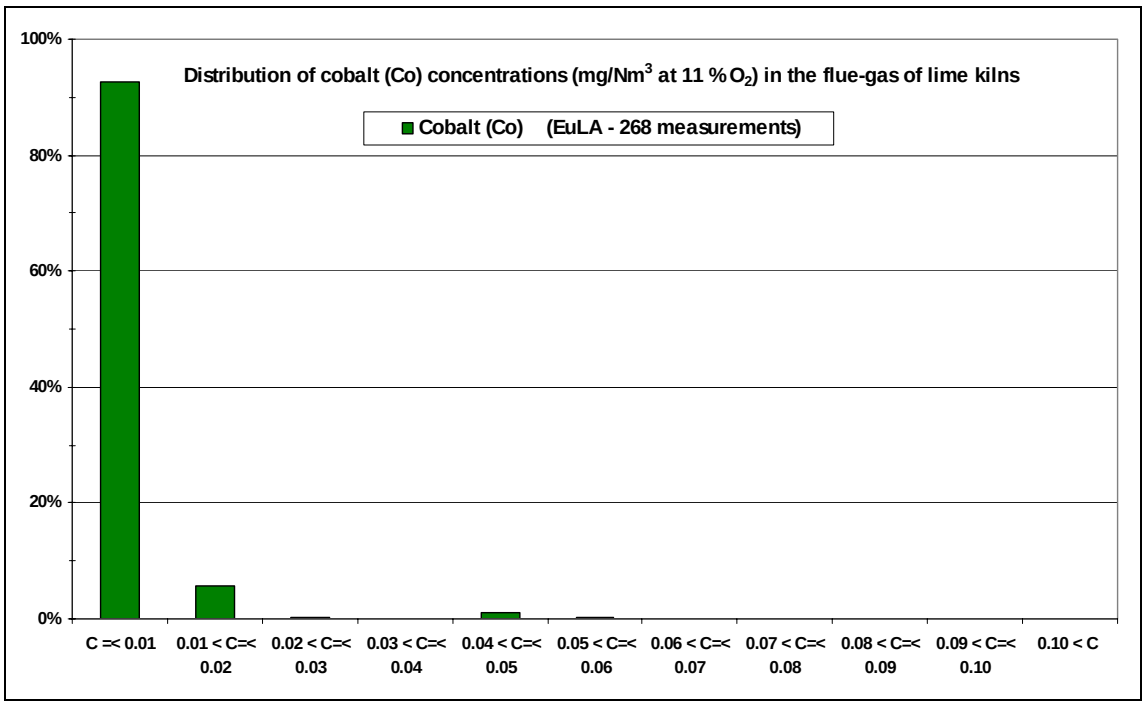

Figure 4.12: Distribution of cobalt concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 [56, EuLA, 2006]

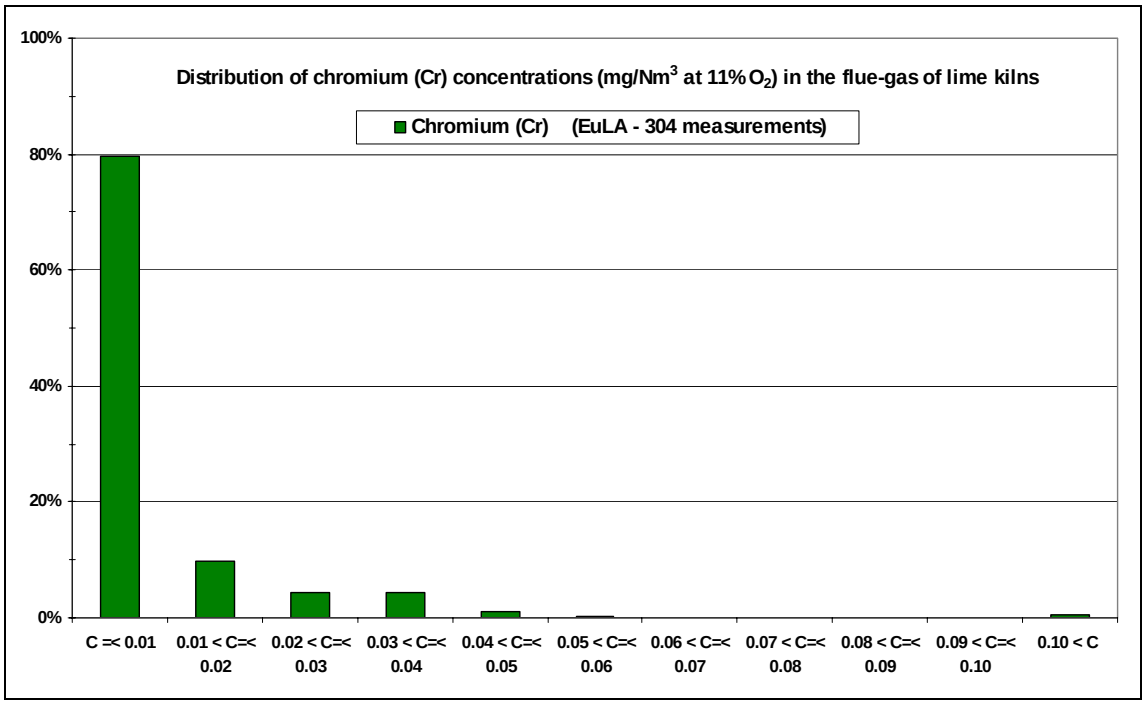

Figure 4.13: Distribution of chromium concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 [56, EuLA, 2006]

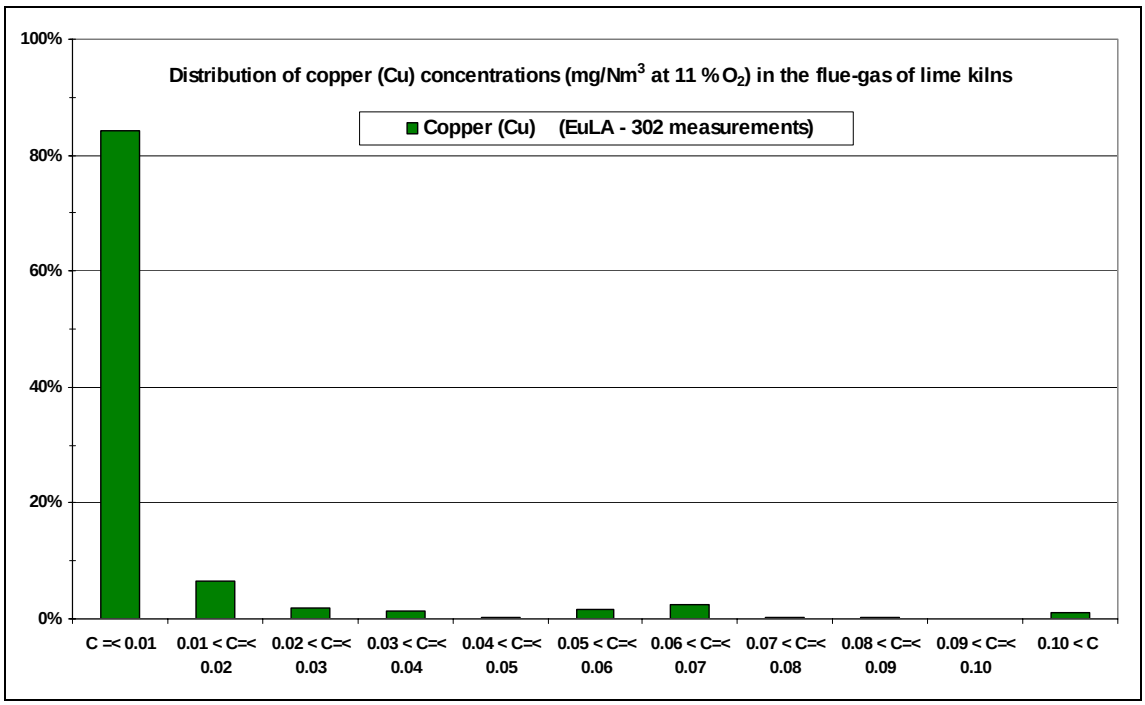

Figure 4.14: Distribution of copper concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 [56, EuLA, 2006]

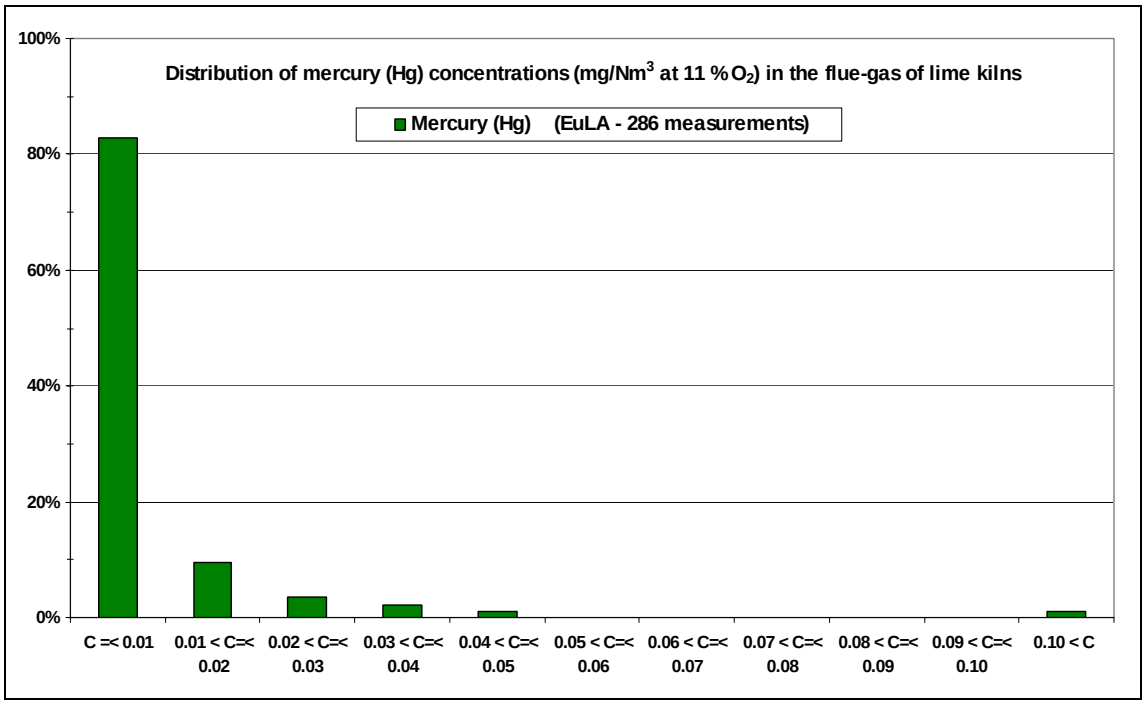

Figure 4.15: Distribution of mercury concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 [56, EuLA, 2006]

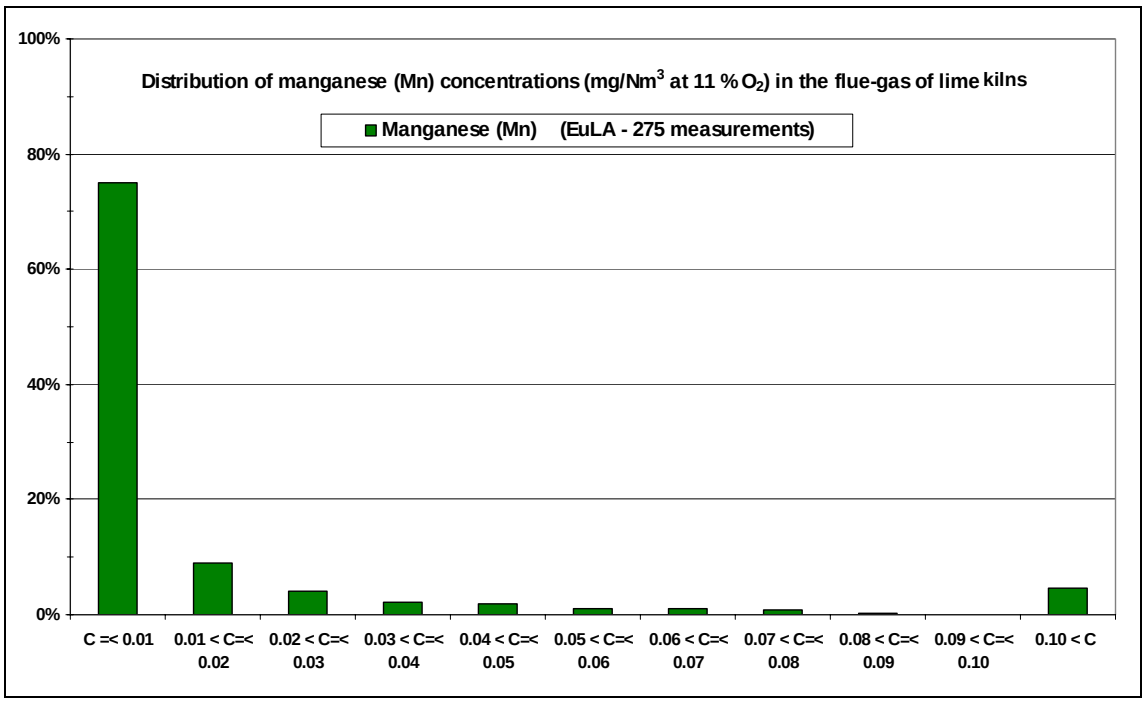

Figure 4.16: Distribution of manganese concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 [56, EuLA, 2006]

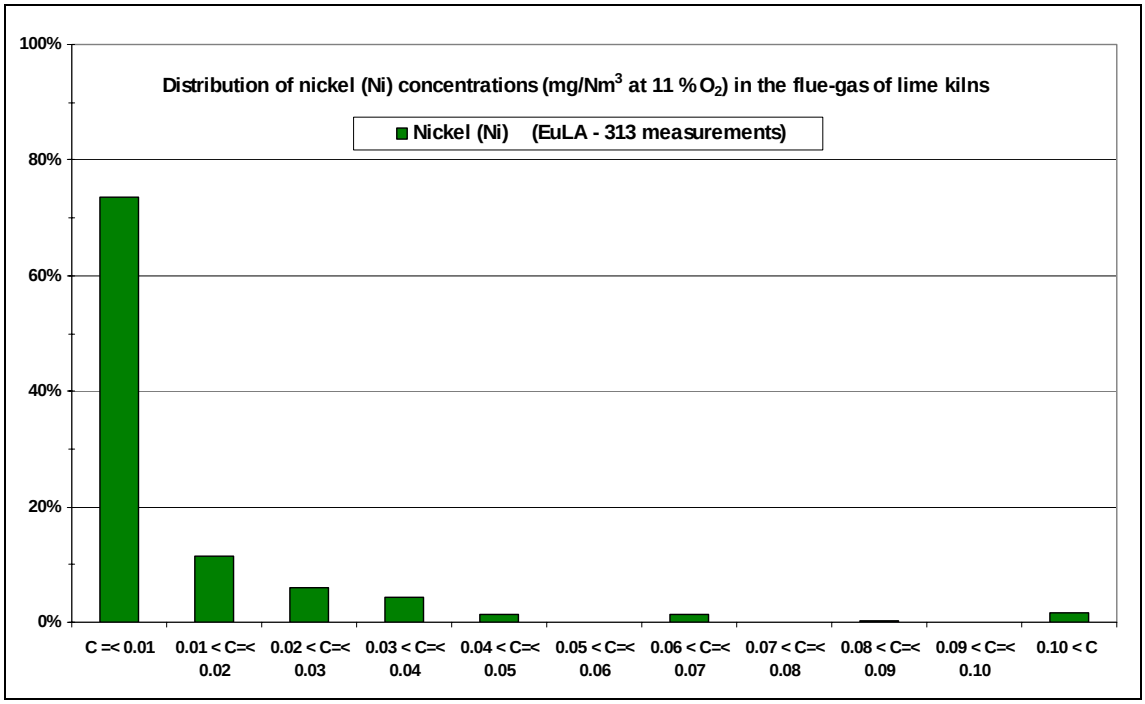

Figure 4.17: Distribution of nickel concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 [56, EuLA, 2006]

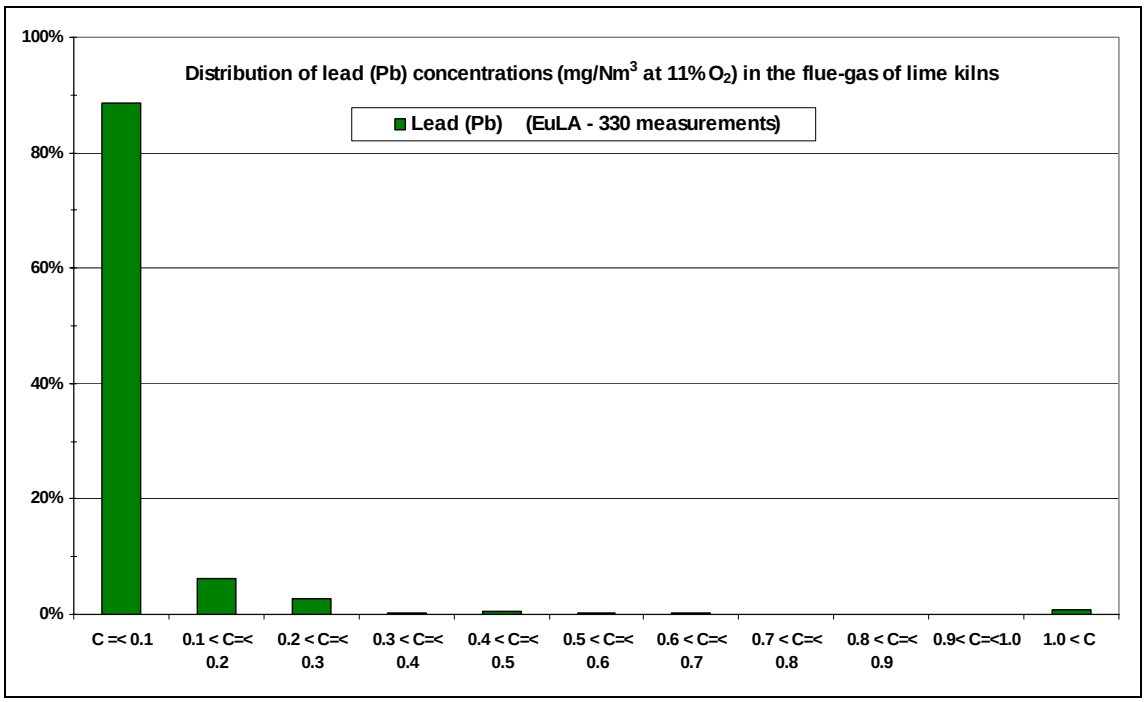

Figure 4.18: Distribution of lead concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 [56, EuLA, 2006]

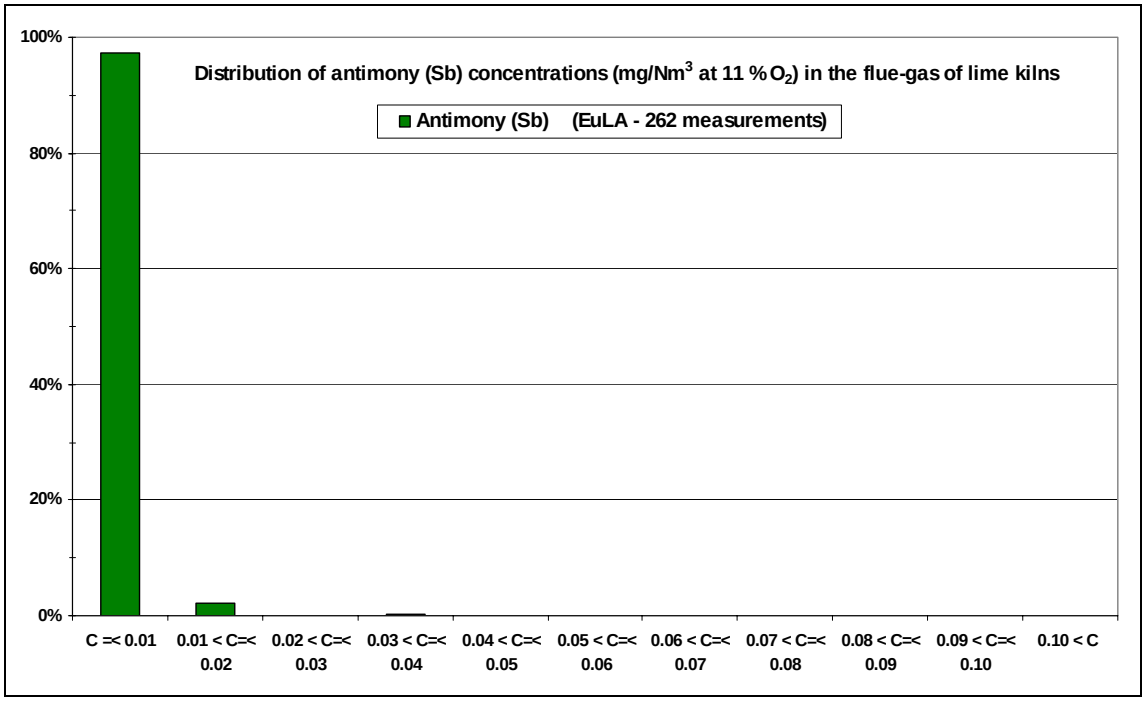

Figure 4.19: Distribution of antimony concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 [56, EuLA, 2006]

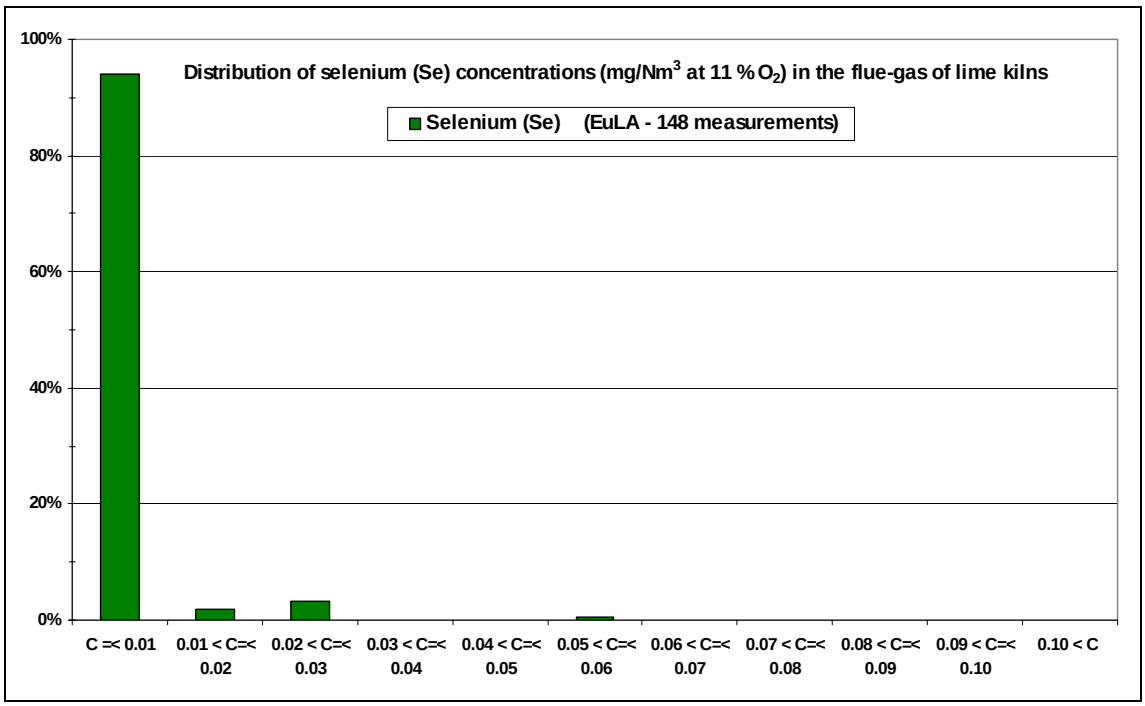

Figure 4.20: Distribution of selenium concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 [56, EuLA, 2006]

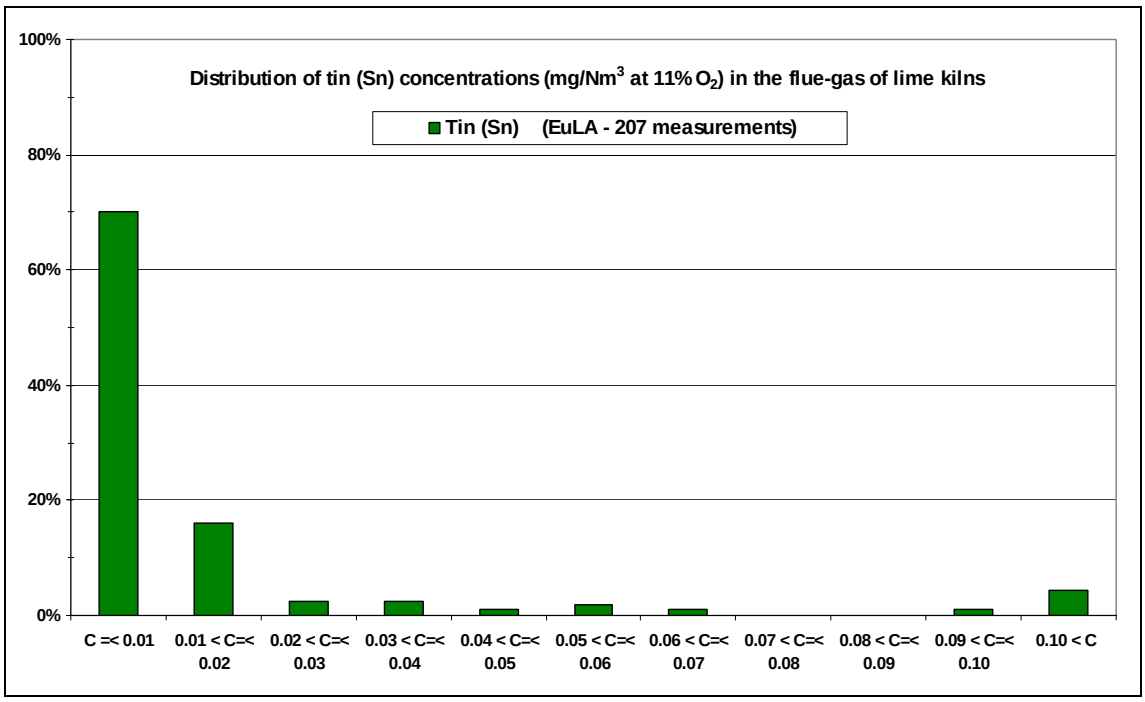

Figure 4.21: Distribution of tin concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 [56, EuLA, 2006]

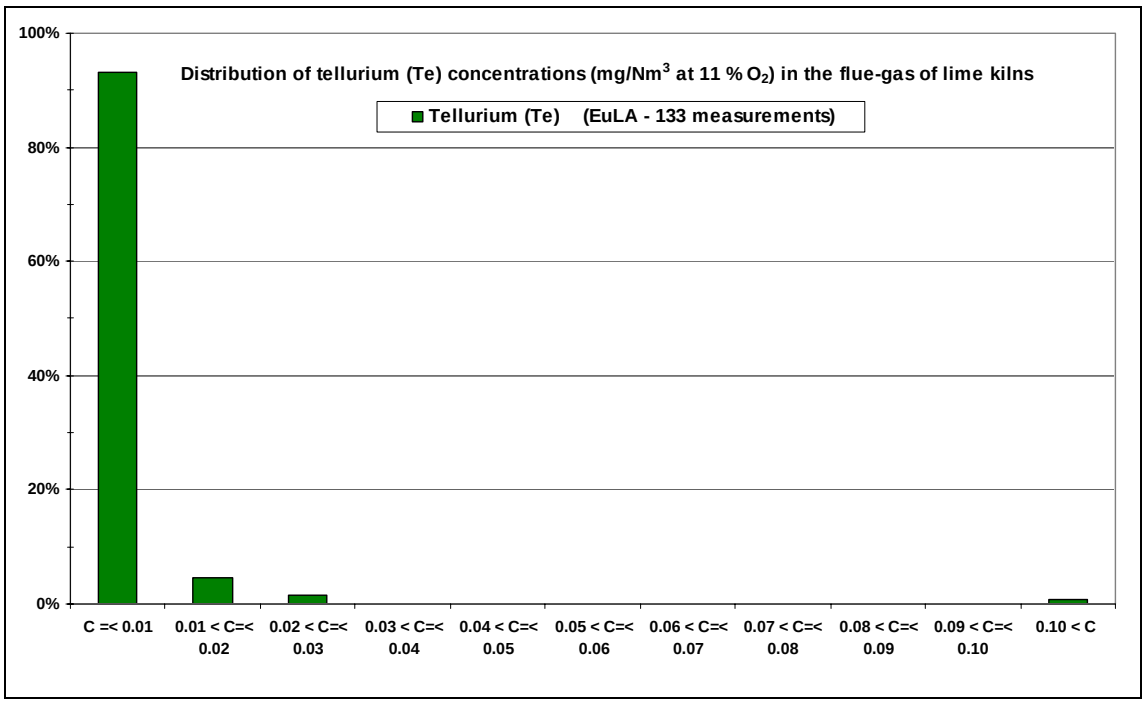

Figure 4.22: Distribution of tellurium concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 [56, EuLA, 2006]

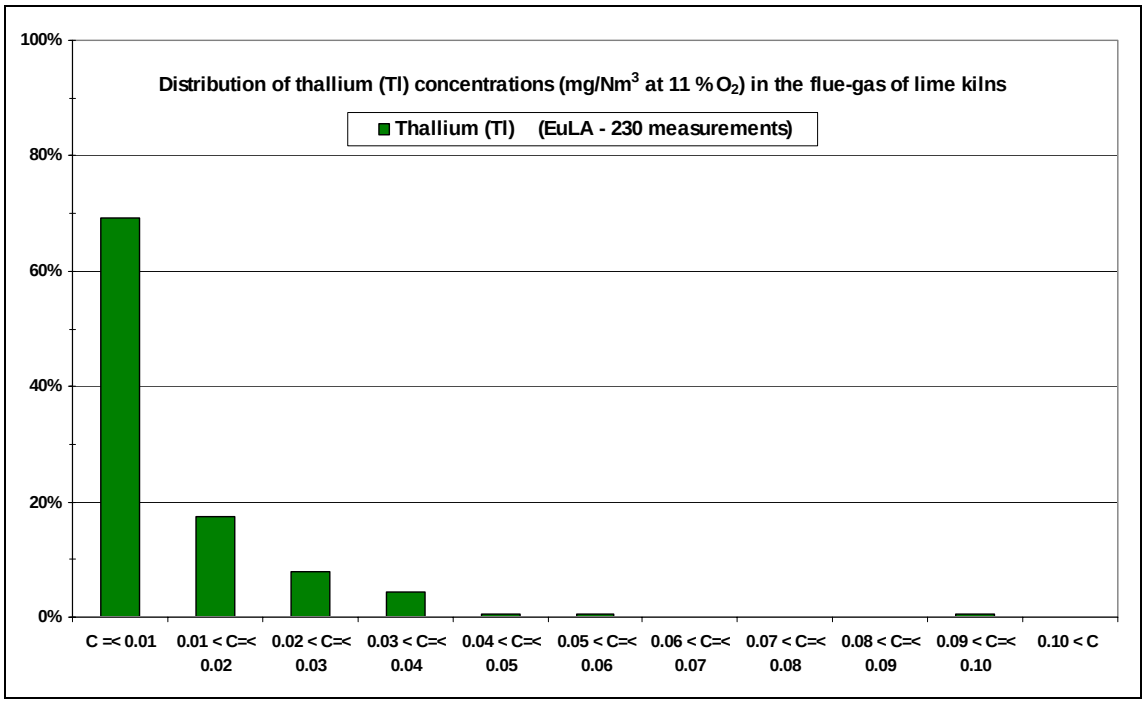

Figure 4.23: Distribution of thallium concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 [56, EuLA, 2006]

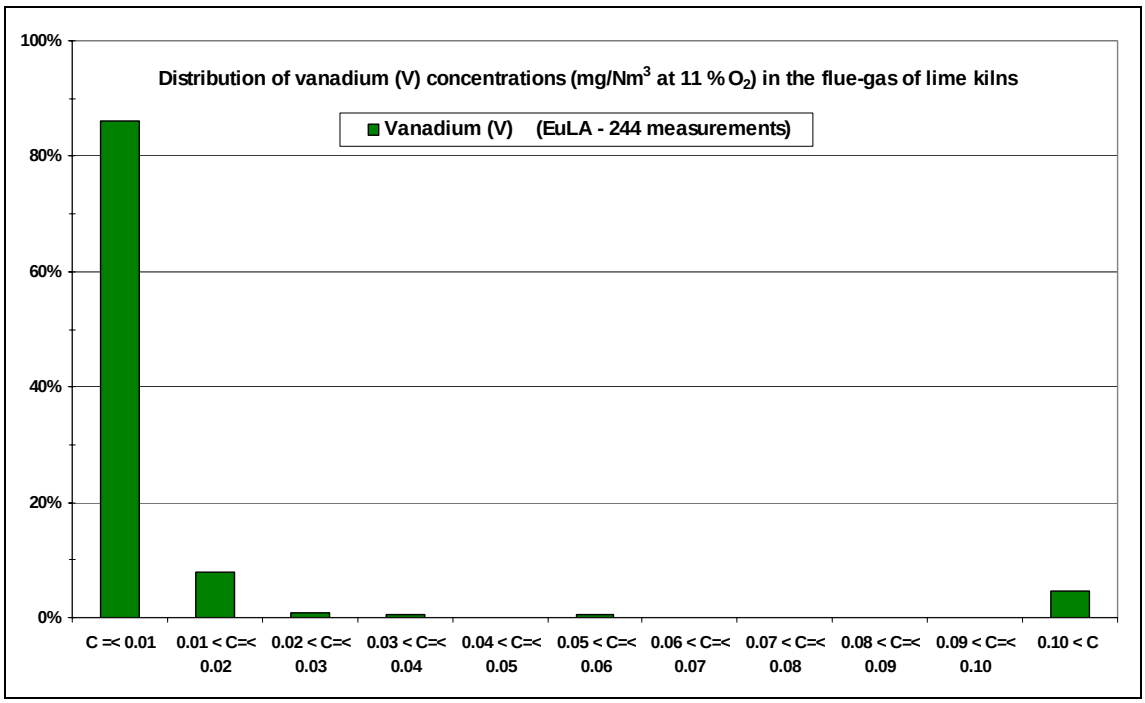

Figure 4.24: Distribution of vanadium concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 [56, EuLA, 2006]

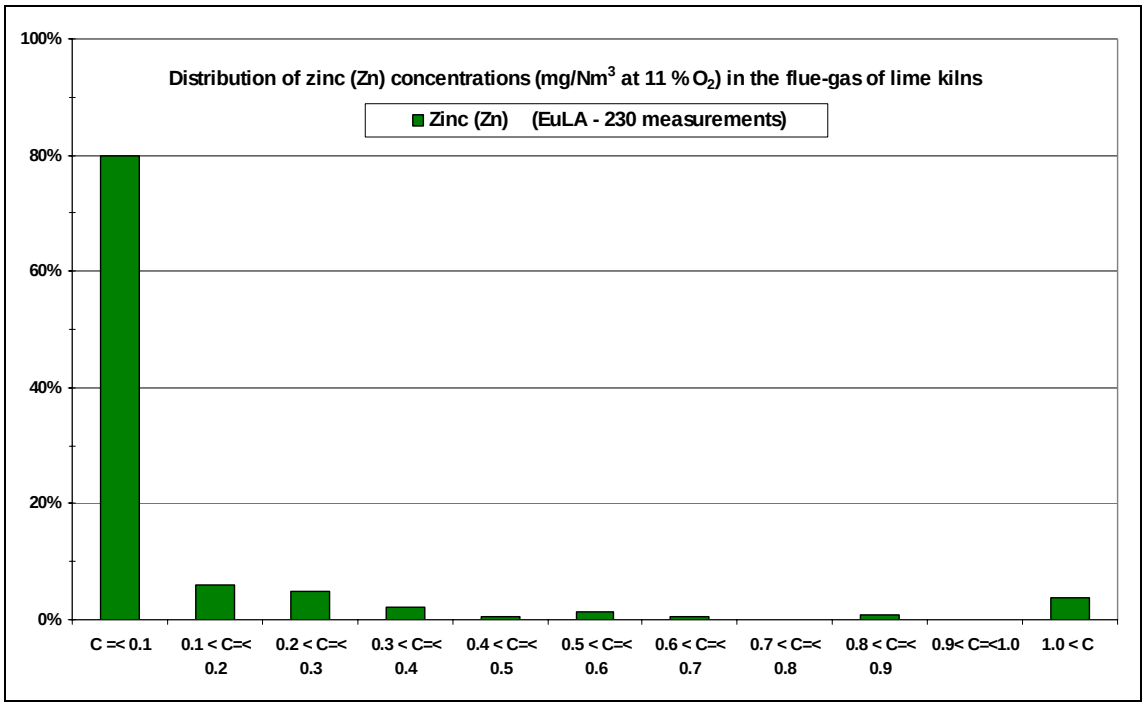

Figure 4.25: Distribution of zinc concentrations in the flue-gas of lime kilns in the EU-27 [56, EuLA, 2006]

4.3.2 Lime manufacturing – plant specific data

4.3.2.1 Examples of raw material characteristics

An example of raw material composition from used limestone in a Hungarian lime plant is shown in Table 4-29.

Parameter	Unit	Amount
SiO_2	%	0.30
Fe_2O_3	%	0.09
Al_2O_3	%	0.27
TiO_2	%	0.01
CaO	%	54.94
MgO	%	0.91
K_2O	%	0.01
Na_2O	%	0.01
SO_3	%	0.10
CO_2	%	43.05
Cl^-	%	<0.01
Loss on ignition	%	43.11

Table 4-29: Example of raw material composition used in a Hungarian lime plant [70, Hungary, 2006]

4.3.2.2 Use of waste as fuels – examples of acceptable pollutant contents in wastes

Examples from Germany listing parameters and pollutant contents which are accepted for different types of waste, i.e. waste oil and solvents, animal fat and animal meal (carcase meal) are shown in Table 4-30. Furthermore, examples of permit criteria for substances along with calorific values for different waste fuels used in German lime plants are shown in Table 4-31.

Parameter	Unit	Waste oil and solvents		Animal fat	Animal meal (carcase meal)[2)]
		Pollutant content		Pollutant content	Pollutant content
		Average	Minimum – maximum	Minimum – maximum	Minimum – maximum
Water content	mass %	5	3 – 9		3.0 – 5.7
Coke residue	mass %	1	0.6 – 1.4		
Carbon	mass %				1.0 – 59.0
Ash content	mass %	0.8	0.4 – 1.2		3.2 – 38.5
Sulphur	mass %	0.8	0.5 – 1.2	<0.01 – 0.03	
Chlorine	mass %	0.2	0.05 – 0.4	25 – 32	0.18 – 0.37
Fluorine	mass %				0.02 – 0.10
Nitrogen	mass %			460 – 590	
Metals					
Cadmium	mg/kg	0.1	<1	<0.001 – 0.05	
Thallium	mg/kg	<0.5	<1	<0.001 – 0.1	0.1 – 10.0
Mercury	mg/kg	<0.1	<0.5	<0.01 – 0.8	0.05 – 1.0
Antimony	mg/kg	<1	<5		0.4 – 10.0
Arsenic	mg/kg	<0.1	<1		
Lead	mg/kg	51	<100		0.7 – 10.0
Chromium	mg/kg	3	<10		3.0 – 63.0
Cobalt	mg/kg	1	<5		0.1 – 9.0
Copper	mg/kg	120	<250		5.2 – 50.0
Manganese	mg/kg	5	<10		5.6 – 45.0
Nickel	mg/kg	2	<10		1.0 – 39.0
Vanadium	mg/kg	<1	<1		1.1 – 20.0
Tin	mg/kg	<4	<4		0.3 – 7.2
Arsenic	mg/kg				0.6 – 11.0
Cadmium	mg/kg				0.1 – 1.0
∑ Sb, As, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V, Sn	mg/kg	<188	<400	<0.1 – 0.9	
∑ Ni, V	mg/kg			<0.2	
Total PCB[1)]	mg/kg	10	25		

[1)] According with DIN EN 12 766, part 2, process B
[2)] Waste fuel: SRM-meal (carcase meal), calorific value:
- min=14 MJ/kg
- max=21.5 MJ/kg

Table 4-30: Typical pollutant contents accepted for waste oil solvents, animal fat and animal meal (carcase meal) used in German lime plants

[155, Germany, 2007]

Parame-ter	Waste fuel 1		Waste fuel 2		Waste fuel 3		Waste fuel 4	
	Median value	Maximum value	Median value	Maximum value	Median value	Maximum value	Median value	Maximum value
	(mg/kg)							
Hg	0.4	1.0	0.4	1.0	0.4	1.0	0.6	1.2
Cd	4.0	15.0	4.0	15.0	4.0	10.0	4.0	9.0
Tl	1.0	5.0	1.0	5.0	1.0	5.0	1.0	2.0
As	5.9	10.0	5.0	10.0	5.0	15.0	5.0	13.0
Co	5.0	10.0	5.0	10.0	5.0	10.0	6.0	12.0
Ni	20.0	100.0	20.0	100.0	20.0	100.0	25.0	50.0
Sb	40.0	100.0	40.0	100.0	25.0	60.0	25.0	60.0
Pb	40.0	100.0	40.0	100.0	40.0	100.0	70.0	200.0
Cr	40.0	100.0	40.0	100.0	40.0	100.0	40.0	120.0
Cu	100.0	250.0	90.0	250.0	90.0	500.0	120.0	300.0
Mn	50.0	100.0	50.0	100.0	50.0	100.0	50.0	100.0
V	10.0	20.0	10.0	20.0	10.0	20.0	10.0	25.0
Sn	15.0	50.0	15.0	50.0	15.0	75.0	30.0	70.0
Total Cl	7000.0	10000.0	7000.0	10000.0	7000.0	10000.0	7000.0	10000.0
Total F	250.0	500.0	250.0	500.0	250.0	1000.0	250.0	1000.0
Be	0.5	5.0	0.5	5.0	0.5	5.0	0.5	2.0
Zn	400.0	500.0	400.0	500.0	400.0	1000.0	400.0	1000.0
PCB		<3		<1		<1		<1
	(% w/w)							
Moisture	8.0	<10.0	11.0	<12.5	18.0	<20.0	18.0	<20.0
Ash con-tent	6.0	<7.0	8.0	<9.0	11.0	<15.0	11.0	<15.0
Total S	0.3	<0.5	0.3	<0.5	0.2	<0.3	0.2	<0.3
	(MJ/kg)							
Calorific value[1)]	25 – 31		23 – 29		20 – 24		18 – 22	

Median value: 50 percentile value, based on practical experience taking into consideration the possible variation of the waste fuel composition
Maximum value: 100 percentile value
[1)] Min – max

Table 4-31: Examples of permit criteria (median and maximum values) for substances for different waste fuels used in German lime plants
[50, Germany, 2006]

4.3.2.3 Examples of consumptions and emissions data

Energy consumption

Table 4-32 shows operating data and specific energy demands for Austrian lime kilns in 2004. These different types of lime kilns use natural gas, heavy fuel oil and/or coke as fuel.

Parameter		Unit	Parallel flow regenerative kilns	Annular shaft kilns	Other shaft kilns
Capacity of single kilns		t/day	150 – 390	140 – 220	100 – 200
Specific energy demand		MJ/t_{lime}	3500 – 3800	4200 – 4700	3800 – 5100
Used fuels			Natural gas, heavy fuel oil	Natural gas, heavy fuel oil	Natural gas, coke
Annual amount of used fuels (all kilns)	Natural gas	million Nm^3	46	12	13
	Heavy fuel oil	t	4000	4500	-
	Coke	t	-	-	1000

Table 4-32: Operating data and specific energy demand of Austrian lime kilns in 2004
[66, Austria, 2006]

On average the energy demand of burning lime in Austria is about 3760 MJ/t lime. The correlation between the size of the kiln and the energy demand is not as significant as when producing cement, because radiation losses are lower. One factor influencing the energy demand is the residual content of CO_2 in the products; it depends on the reactivity of the lime product. The energy demand is higher for hard burned lime than for soft burned lime. The energy demand also depends on the residual CO_2. The lower energy demand of the parallel flow regenerative kiln, and partly of other kilns, depends on the high residual content of CO_2 (>5 %) in the products. For producing lime with a low residual CO_2 content, the energy demand increases [66, Austria, 2006], [168, TWG CLM, 2007].

The examples of energy consumption in the manufacture of lime in Spain shown in Table 4-33 are average values. The weighted average value calculated for the Spanish lime kilns is 3.984 GJ/tonne lime. A value of 3.681 GJ/tonne lime is expected for the period 2008 – 2012 [55, Spain, 2006].

Kiln type	Number	Percentage %	Updated energy consumption GJ/tonne lime		
			Minimum	Average	Maximum
Long rotary kilns (LRK)	4	7		6.6[1)]	
Rotary kilns with preheater (PRK)	1	2	5.4	-	-
Parallel flow regenerative kilns (PFRK)	35	61	3.534	3.752	3.889
Annular shaft kilns (ASK)	2	4	3.958	4.156	4.355
Mixed feed shaft kilns (MFSK)	-	-	-	-	-
Other kilns (OK)[2)]	15	26	4.085	4.150	4.268
[1)] Companies from outside Spain. An energy consumption value of approximately 6.6 GJ/tonne lime is considered [2)] Other shaft kilns					

Table 4-33: Energy consumption by various types of lime kilns in Spain [55, Spain, 2006]

Compilation of emissions observed from individual EU Member States

Examples of typical examples of emissions from various types of lime kilns in Germany are shown in Table 4-34.

Kiln type	Emissions concentration[3]				
	NO_x (mg/Nm³) [1]	CO (mg/Nm³)	PCDD/F (ng I-TEQ/Nm³)	HCl[5] (mg/Nm³)	HF (mg/Nm³)
Quicklime (soft to hard burned)					
Long rotary kilns (LRK)	≤500	<1000	<0.1	<50	<1
Rotary kilns with pre-heater (PRK) [2]	≤1500	<1000	<0.1	<20	<1
Parallel flow regenera-tive kilns (PFRK)	<100 – <400	<1000	0.001 – <0.1	<10	<1
Annular shaft kilns (ASK)	<100 – <500	1000 – <3000	0.003 – <0.1	<40	<2
Mixed feed shaft kilns (MFSK)	<100 – <500	6000 – 42000	0.01 – <0.1[4]	<20	<1
Other Kilns (OK): • multi-chamber shaft kiln • double inclined shaft kiln	<500 300 – <500	<2000 <2000	No data avail-able 0.001 – <0.1	No data available <10	No data available <1
Dolime (soft burned to sintered)					
Long rotary kilns (LRK)	-	-	-	<150	<1
Rotary kilns with pre-heater (PRK)	-	-	-	<30	<1
Mixed feed shaft kilns (MFSK)	-	-	-	<20	<1
Use of waste				10[6] 60[7]	1[6] 4[7]

[1] Nitrogen monoxide and nitrogen dioxide, to be indicated as nitrogen dioxide
[2] Grate preheater rotary kiln
[3] Emissions concentrations are measured as six hourly average values and related to 10 % O_2 to make values comparable
[4] In one case, 0.26 ng I-TEQ/Nm³ was measured at a mixed feed shaft kiln. This kiln was taken out of operation at the end of 2006
[5] Dependent upon the content of chlorine compounds in the limestone (50 – 100 ppm)
[6] Daily average value
[7] Half hourly average value

Table 4-34: Typical examples of emissions from lime kilns in Germany [46, Germany, 2006]

Examples of emissions were observed in lime plants in several EU Member States using different kilns and fuels as shown in Table 4-35.

EU Member State	Dust emissions (mg/Nm^3)	NO_x emissions (mg/Nm^3)	SO_x emissions (mg/Nm^3)	CO emissions (mg/Nm^3)	TOC emissions (mg/Nm^3)	Kilns used	Fuels used
Germany	-	100 – 150[1)]	<100[2)]	-	-	Multi-chamber shaft kiln	-
	-	<500	-	-	-	RK	-
	-	-	-	-	<5 – >5[7)]	MFSK	-
	-	-	-	-	5 – <50[8)] <1 (Benzene)	ASK	-
Special example from Germany	-	-	-	-	995 14.6(Benzene)	ASK	-
Finland[6)]	2[3)]	65	15	-	-	PFRK	Heavy fuel oil[4)]
Hungary[6)]	1.4	32.2	4.8	3.9	-	-	Natural gas
Czech Republic[5)]	-	400 t/yr	130 t/yr	-	-	-	-

[1)] 10 % O_2
[2)] If more than 60 % of the rated thermal capacity comes from waste (more than 40 % in the case of hazardous waste), 50 mg/Nm^3 is set as the daily average value, related to 10 % oxygen
[3)] Fabric filter
[4)] Low content of sulphur at 0.6 % and the raw material contains low sulphur as well
[5)] 2006
[6)] Spot measurements
[7)] Depends on the process conditions, MFSK not suitable for the use of wastes; for double inclined shaft kilns and multi-chamber shaft kilns no data are available
[8)] Kilns of this type that used waste like solvents or waste oil did not have higher emissions of TOC

Table 4-35: Examples of NO_x emissions observed in EU Member States
[45, Schorcht, 2006] [46, Germany, 2006], [64, Czech Republic, 2006], [71, Hungary, 2006]

Emission values concerning different emissions from Austrian lime kilns are shown in Table 4-36. No measures/techniques were being used in 2006 to reduce NO_x emissions. Emissions of CO are reported from 0.007 to 0.22 g/Nm^3 related to a high residual CO_2 content and up to 5 g/Nm^3 related to a low residual CO_2 content. For annular shaft kilns, CO emissions range from 0.1 to 3 g/Nm^3, and in other shaft kilns from 0.01 to 5 g/Nm^3.

Parameter	Unit	Concentration[1) 2)]		
		Parallel flow regenerative kilns[3)]	Annular shaft kilns[3)]	Other shaft kilns[3)]
Flue-gas volume	Nm^3/h	15000 – 45000	11000 – 20000	7500 – 22000
Oxygen content	vol-%	8 – 12	6 – 15	6 – 17.5
Dust	mg/Nm^3	<20		
HCl	mg/Nm^3	0.6 – 3.6		
HF	mg/Nm^3	0.01 – 0.14		
NO_x as NO_2	mg/Nm^3	<150	<250	<250
SO_x as SO_2	mg/Nm^3	<100	<10	<20
CO	g/Nm^3	0.007 – 0.22 (high residual CO_2 content) and up to 5 (low residual CO_2)	0.1 – 3	0.01 – 5
Total C	mg/Nm^3	<100	<10	<10
Σ (Cd, Tl)[4)]	mg/Nm^3	0.0001 – 0.002		
Hg	mg/Nm^3	0.0001 – 0.003		
Σ (Sb, As, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, Sn[4)]	mg/Nm^3	0.0001 – 0.0052		
PCDD/F[4)]	ng I-TEQ/Nm^3	<0.05	<0.03	<0.03
Benzene	mg/Nm^3	<0.04		
Benzo-a-pyrene[4)]	mg/Nm^3	<0.0003		

[1)] Concentrations are single measures/techniques with measuring intervals of 30 minutes to one day
[2)] Refers to 10 % oxygen in the flue-gas
[3)] Fabric filters are used
[4)] The lower value gives the detection limit

Table 4-36: Emissions from Austrian lime kilns
[66, Austria, 2006]

Examples of emissions data achieved from several Finnish lime plants using different types of kilns are shown in Table 4-37. Emissions data in Table 4-37 were collected from 1998 to 2006. Coal and coke, heavy or light fuel oil, coke gas or petcoke were used as fuels but no waste fuels were used. In 2005, dust emissions data of less than 5 mg/Nm^3 could be achieved by using an ESP in a rotary kiln and emissions ranges of between 1.7 and 2.2 mg/Nm^3 by using a fabric filter in an annular shaft kiln were achieved. Table 4-38 shows examples of metal emissions from a Finnish lime plant using regenerated fuel oil as fuel.

Emissions (mg/Nm³)	Plant Nr.	Kiln	Filter	Fuels	1998	O_2 6) %	1999	O_2 6) %	2000	O_2 6) %	2001	O_2 6) %	2002	O_2 6) %	2003	O_2 6) %	2004	O_2 6) %	2005	O_2 6) %	2006	O_2 6) %
Dust	Plant 1	LRK[1]	ESP[4]	Coal, coke 05	<10	6	32 – 18	7	<5 and 13	6.7	5	6.4	<5	6.1	<5	9.3	<5[7]	12.5	<5	6		
		LRK[1]	ESP[4]	Coal, coke 05	156 – 113	10			192 and 9	10.7	14[7]	11	<5[7]	11	<5	10.9	34 – 41[7]	11.6	<5[7]	11		
	Plant 2	LRK[1]	ESP[4]	Coal							26 – 40	7			63 – 48	7.2 – 10					85 – 114	6.6
	Plant 3	LRK[1]	ESP[4]	Coal					1 – 243[8]	4.5							38 – 54	5.2				
		ASK[2]	Bag[5]	Heavy fuel oil, light fuel oil					12[7]	11.9							0.7 – 1.1	4.3	2.2 1.7	5		
	Plant 4	LRK[1]	ESP[4]	Coal, coke 05			2468	6.5					130 – 149	7.2			255 – 335[7]	12.6	154 – 229	8		
	Plant 5	PFRK[3]	Bag[5]	Coke gas	62								5				6	9.6				
		PFRK[3]	Bag[5]	Coke gas	38								5				79	9.6				
	Plant 6	PFRK[3]	Bag[5]	Regenerated fuel oil															1.8[9]			
NO_x	Plant 1	LRK[1]	ESP[4]	Coal, coke 05	868	6	620	7	771 ± 120, 910	6.7		6.4	898 ± 135	6.1	645 ± 100	9.3	685 ± 100[7]	12.5	800 ± 160	6		
		LRK[1]	ESP[4]	Coal, coke 05	722	10	-	-	810	10.7	610[7]	11	563 ± 110[7]	11	730 ± 140	10.9	890 ± 110[7]	11.6	970 ± 200[7]	11		
	Plant 2	LRK[1]	ESP[4]	Coal							280	7			522 – 399	7.2 – 10					393[9]	6.6
	Plant 3	LRK[1]	ESP[4]	Coal					507	4.5							157 – 160	5.2				
		ASK[2]	Bag[5]	Heavy fuel oil, light fuel oil					167 – 101[7]	11.9							243	4.3				
	Plant 4	LRK[1]	ESP[4]	Coal, coke 05			338[10]	6.5					590 – 440	7.2			616[7]	12.6	411 – 479[11]	8		
	Plant 5	PFRK[3]	Bag[5]	Coke gas																		
		PFRK[3]	Bag[5]	Coke gas																		
	Plant 6	PFRK[3]	Bag[5]	Regenerated fuel oil															67[9] [10]			
SO_2	Plant 1	LRK[1]	ESP[4]	Coal, coke 05	475	6	110	7	258 ± 40	6.7		6.4	173 ± 34	6.1	240 ± 35	9.3	950 ± 90[7], 214	12.5	241 ± 50	6		
		LRK[1]	ESP[4]	Coal, coke 05	390	10	-	-	350	10.7	330[7]	11	210 ± 40[7]	11	340 ± 50	10.9	410 ± 60[7]	11.6	138 ± 28[7]	11		
	Plant 2	LRK[1]	ESP[4]	Coal							<10	7			165 – 126	7.2 – 10					332 – 350	6.6
	Plant3	LRK[1]	ESP[4]	Coal						4.5								5.2				
		ASK[2]	Bag[5]	Heavy fuel oil, light fuel oil						11.9							11	4.3				
	Plant 4	LRK[1]	ESP[4]	Coal, coke 05			143	6.5					66 – 142	7.2			851[7]	12.6		8		
	Plant5	PFRK[3]	Bag[5]	Coke gas																		

Emissions (mg/Nm³)	Plant Nr.	Kiln	Filter	Fuels	1998	O_2 [6] %	1999	O_2 [6] %	2000	O_2 [6] %	2001	O_2 [6] %	2002	O_2 [6] %	2003	O_2 [6] %	2004	O_2 [6] %	2005	O_2 [6] %	2006	O_2 [6] %
		PFRK[3]	Bag[5]	Coke gas																		
	Plant 6	PFRK[3]	Bag[5]	Regenerated fuel oil															15[9]			
CO_2	Plant 1	LRK[1]	ESP[4]	Coal, coke 05	476	6	430	7	467 ± 72, 453	6.7		6.4	432 ± 70	6.1	360 ± 55	9.3	260 ± 60[7]	12.5	475 ± 70	6		
		LRK[1]	ESP[4]	Coal, coke 05	320	10	-	-	310	10.7	300[7]	11	303 ± 16[]	11	340 ± 45	10.9	280 ± 60[7]	11.6	285 ± 43[7]	11		
	Plant 2	LRK[1]	ESP[4]	Coal								7			424 – 324	7.2 – 10					[]	6.6
	Plant 3	LRK[1]	ESP[4]	Coal					290	4.5								5.2				
		ASK[2]	Bag[5]	Heavy fuel oil, light fuel oil					292[7]	11.9								4.3				
	Plant 4	LRK[1]	ESP[4]	Coal, coke 05			490	6.5						7.2						8		
	Plant 5	PFRK[3]	Bag[5]	Coke gas																		
		PFRK[3]	Bag[5]	Coke gas																		
	Plant 6	PFRK[3]	Bag[5]	Regenerated fuel oil																		
CO	Plant 1	LRK[1]	ESP[4]	Coal, coke 05	67	6	4	7	31	6.7		6.4	1	6.1	4	9.3	11[7]	12.5		6		
		LRK[1]	ESP[4]	Coal, coke 05	68	10	-	-	65	10.7	42[7]	11	80[7]	11	160	10.9	80 ± 60[7]	11.6	22[7]	11		
	Plant 2	LRK[1]	ESP[4]	Coal							120	7			14	7.2 – 10					25.7 – 27	6.6
	Plant 3	LRK[1]	ESP[4]	Coal						4.5								5.2				
		ASK[2]	Bag[5]	Heavy fuel oil, light fuel oil						11.9								4.3				
	Plant 4	LRK[1]	ESP[4]	Coal, coke 05			56	6.5					94	7.2			3.8[7]	12.6	336	8		
	Plant 5	PFRK[3]	Bag[5]	Coke gas																		
		PFRK[3]	Bag[5]	Coke gas																		
	Plant 6	PFRK[3]	Bag[5]	Regenerated fuel oil															65[8]			

[1] Long rotary kiln
[2] Annular shaft kiln
[3] Parallel flow regenerative kiln
[4] Electrostatic precipitator
[5] Fabric filter, textile
[6] O_2 standard state
[7] O_2 ≥11 %
[8] Excluded filter
[9] Burned product: 310 t/d
[10] NO_2
[11] NO

Table 4-37: Emissions of dust, NO_x, SO_x, CO and CO_2 from several Finnish lime plants using different types of lime kilns from 1998 to 2006 [63, Finland, 2006, 65, Finland, 2006]

Emissions of metals		
Metal	**Unit**	**Emissions (particles/gas formation)**
Cd	µg/Nm^3	0.05/0.08
Ti	µg/Nm^3	0.30/<1.6
Hg	µg/Nm^3	0.001/0.026
Sb	µg/Nm^3	0.5/<1.6
As	µg/Nm^3	<0.2/1.9
Pb	µg/Nm^3	5.2/6.0
Cr	µg/Nm^3	0.7/15
Co	µg/Nm^3	0.14/1.3
Cu	µg/Nm^3	0.32/7.2
Mn	µg/Nm^3	3.6/6.0
Ni	µg/Nm^3	3.0/6.0
V	µg/Nm^3	<0.1/37

Table 4-38: Metallemissionen from a Finnish lime plant [65, Finland, 2006]

4.3.3 Lime manufacturing – example for handling waste oil in a shaft kiln (OK)

In order to convert/change a gas-fired shaft kiln (OK) into a waste oil fired shaft kiln, it was necessary to modify the burners and to build a dedicated infrastructure for the unloading and storage of the waste oil.

As shown in Figure 4.26, in this specific case the waste oil is delivered to the lime plant either by rail or by road, e.g. in tank lorries. Two double walled storage tanks with a capacity of 100 m³ each were erected. The waste oil is transferred from the wagons or from the lorries into the storage tanks which are located in a specially designed area to contain any spillage. Surface water (rainwater) is discharged to an oil separator. Since the filling area meets all relevant legal requirements, it is also used to clean and refuel all kinds of road and rail vehicles.

During the unloading of the wagons or tank lorries, the waste oil flows through a hosepipe connection and then through a steel pipe into a first pumping and filtering station. From there, it is pumped through underground double walled pipes into the two 100 m³ tanks. At a kiln output of 250 to 300 tlime/d, this storage capacity is roughly equivalent to one week's consumption.

From the tanks, the oil flows into a second pumping station as shown in Figure 4.27, which is located in the immediate neighbourhood of the kiln. A feeding pump conveys the oil to another filter and to an electric heating system, which heats the oil up to 60 – 80 °C. These temperatures are necessary to decrease the viscosity of the oil thus improving its atomisation in the burner and its optimal combustion. Ascending pipes lead the heated oil to a dosing and measuring station as shown in Figure 4.28, from where it is distributed to the individual burners. Within the burners, the fuel is mixed to air and both are directly injected into the kiln.

No waste is produced during the combustion of the filtered oil. Waste is only produced during the filtering process of the oil. The filters are cleaned, and any waste is collected in designated containers and safely disposed of [50, Germany, 2006], [51, EuLA, 2006].

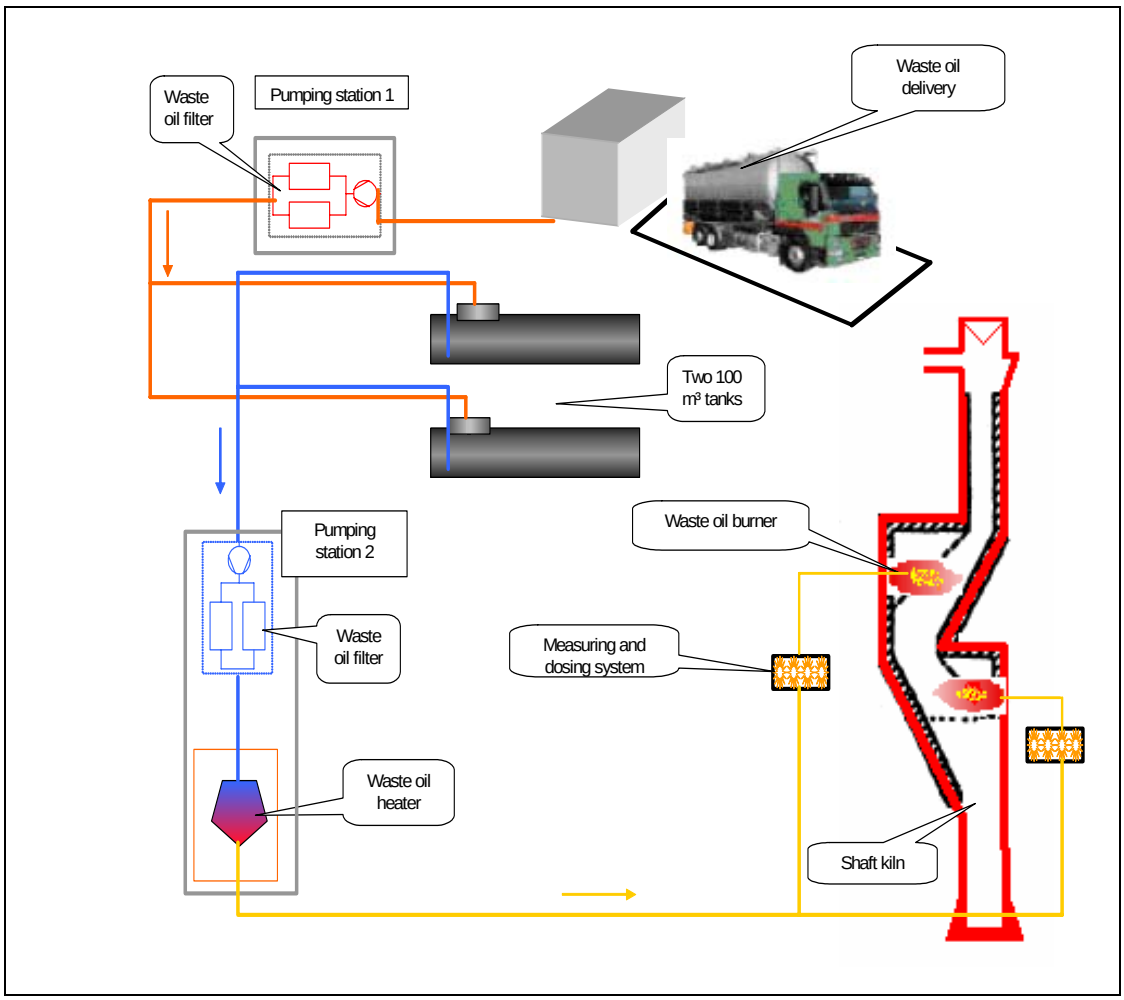

Figure 4.26: Flow diagram of waste oil circulation – going from delivery to the shaft kiln (OK) [50, Germany, 2006], [51, EuLA, 2006]

Figure 4.27: Pumping station number 2 with a filter and a waste container for cleaning the filter [50, Germany, 2006], [51, EuLA, 2006]

Figure 4.28: Measuring and dosing station with pneumatic valves [50, Germany, 2006], [51, EuLA, 2006]

4.3.4 Lime manufacturing – example for quality control of solid waste fuels burned in rotary kilns

An example from a German lime plant shows typical requirements for solid wastes used in four preheater rotary kilns. These rotary kilns are equipped with cyclones and an ESP for reducing the dust emissions. Furthermore, the SNCR technique is used for NO_x emissions reduction (see Section 4.3.5). In a rotary kiln, typical temperatures are in a range of between 1000 and 1400 °C.

The fuels used are pulverised lignite, natural gas and solid waste materials. Solid wastes are delivered by specialised waste collecting and blending companies. The permit allows a maximum of 60 % of the thermal capacity to be replaced by wastes. In 2006, the substitution rate by solid wastes was 10 %. Before feeding these solid waste fuels to the burner, the metallic parts are discharged by a magnetic separator.

The selection of waste types for using as fuels in a lime kiln depend on the technical requirements of the burning process and the product quality. In this example, waste fuels consist of solid refuse derived fuel (RDF) from selected wastes with low pollutant contents (mainly plastics) and well defined heating values. Their origin and waste classification according to the European Waste Catalogue (2000/532/EC) are exactly specified [98, European Commission, 2000]. Table 4-39 shows the type of waste that can be used in these rotary kilns [50, Germany, 2006], [51, EuLA, 2006]:

Waste code	General description
02 01 04	Waste plastics (except packaging)
02 01 07	Waste from forestry
03 01 01	Waste bark and wood
03 01 05	Sawdust, shavings, cuttings, wood, particle board and veneer other than those mentioned in 03 01 04
03 03 02	Green liquor sludge (from recovery of cooking liquors)
03 03 07	Mechanically separated rejects from pulping of waste paper and cardboard
03 03 08	Wastes from sorting of paper and cardboard destined for recycling
04 02 09	Wastes from composite materials (impregnated textile, elastomer, plastomer)
04 02 21	Wastes from unprocessed textile fibres
04 02 22	Wastes from processed textile fibres
07 02 13	Waste plastic
08 01 02	Waste paint and varnish except those mentioned in 08 01 11
08 02 01	Waste coating powders
09 01 07	Photographic film and paper containing silver or silver compounds
12 01 05	Plastic shavings and turnings
15 01 01 ÷ 03	Paper and cardboard, plastic, wooden packaging
15 01 05 ÷ 06	Composite and mixed packaging
15 02 03	Absorbents, filter materials, wiping cloths and protective clothing except those mentioned in 15 02 02
16 01 03	End-of-life tyres
17 02 01	Wood
17 02 03	Plastic
19 05 01	Non-composted fraction of municipal and similar wastes
19 12 01	Paper and cardboard
19 12 04	Plastic and rubber
19 12 07	Wood other than that mentioned in 19 02 06
19 12 08	Textiles
19 12 10	Combustible waste (refuse derived fuel)

Table 4-39: List of wastes that can be used in these German lime kilns [50, Germany, 2006], [51, EuLA, 2006], [98, European Commission, 2000]

The quality requirements for solid wastes are determined by the permitting authority. For each delivery, the fuel suppliers have to confirm that the ready for use fuels only include the wastes mentioned in Table 4-39.

For the quality control of these fuels, waste fuels are divided into four categories, which define the range of net calorific values and the chemical composition.

Two statistical parameters shown in Table 4-40 are used for regulating the input of metals into the kiln:

- median value (= percentile 50 %) also called 'practical' value. It is based on the practical experience and takes into consideration the possible variations of the fuel composition
- maximal values (= percentile 100 %).

	Waste fuel 1		Waste fuel 2		Waste fuel 3		Waste fuel 4	
Pollutant	**Median value (mg/kg)**	**Maximal value (mg/kg)**	**Median value (mg/kg)**	**Maximal value (mg/kg)**	**Median value (mg/kg)**	**Maximal value (mg/kg)**	**Median value (mg/kg**	**Maximal value (mg/kg)**
Mercury Hg	0.4	1.0	0.4	1.0	0.4	1.0	0.6	1.2
Cadmium Cd	4.0	15.0	4.0	15.0	4.0	10.0	4.0	9.0
Thallium Tl	1.0	5.0	1.0	5.0	1.0	5.0	1.0	2.0
Arsenic As	5.0	10.0	5.0	10.0	5.0	15.0	5.0	13.0
Cobalt Co	5.0	10.0	5.0	10.0	5.0	10.0	6.0	12.0
Nickel Ni	20.0	100.0	20.0	100.0	20.0	100.0	25.0	50.0
Antimony Sb	40.0	100.0	40.0	100.0	25.0	60.0	25.0	60.0
Lead Pb	40.0	100.0	40.0	100.0	40.0	100.0	70.0	200.0
Chrome Cr	40.0	100.0	40.0	100.0	40.0	100.0	40.0	120.0
Copper Cu	100.0	250.0	90.0	250.0	90.0	500.0	120.0	300.0
Manganese Mn	50.0	100.0	50.0	100.0	50.0	100.0	50.0	100.0
Vanadium V	10.0	20.0	10.0	20.0	10.0	20.0	10.0	25.0
Tin Sn	15.0	50.0	15.0	50.0	15.0	75.0	30.0	70.0
Total chlorine	7000.0	10000.0	7000.0	10000.0	7000.0	10000.0	7000.0	10000.0
Total fluorine	250.0	500.0	250.0	500.0	250.0	1000.0	250.0	1000.0
Beryllium Be	0.5	5.0	0.5	5.0	0.5	5.0	0.5	2.0
Zinc Zn	400.0	500.0	400.0	500.0	400.0	1000.0	400.0	1000.0
	% w/w[1)]	**% w/w[1)]**	**% w/w[1)]**	**% w/w[1)]**	**% w/w[1)]**	**% w/w[1)]**	**% w/w[1)]**	**w/w[1)] %**
Moisture	8.0	<10.0	11.0	<12.5	18.0	<20.0	18.0	<20.0
Ash content	6.0	<7.0	8.0	<9.0	11.0	<15.0	11.0	<15.0
Total sulphur	0.3	<0.5	0.3	<0.5	0.2	<0.3	0.2	<0.3
PCB		<3		<1		<1		<1

[1)] Percentage by weight

Table 4-40: Median and maximal concentrations of metals for each type of waste fuel [50, Germany, 2006], [51, EuLA, 2006]

For this example, ranges were defined for the net calorific values of each fuel category as shown in Table 4-41:

Net calorific value (MJ/kg)	Waste fuel 1		Waste fuel 2		Waste fuel 3		Waste fuel 4	
	Minimum	Maximum	Minimum	Maximum	Minimum	Maximum	Minimum	Maximum
	25	31	23	29	20	24	18	22

Table 4-41: Minimum and maximum net calorific values for each type of waste fuel [50, Germany, 2006], [51, EuLA, 2006]

Regular sampling of waste fuels is carried out. The individual samples are divided into sub samples, which are combined again later to a mixed sample. After predetermined time intervals, the mixed samples are checked to see if the quality requirements meet those that are indicated in Table 4-40.

By using waste as fuels, quality assurance and warranty is one of the most important issues. Table 4-42 illustrates examples of quality assurance measures/techniques.

Process step	Measures/techniques	Additional measures/techniques
Source of waste (waste producer, sorting facility, mechanical-biological waste treatment)	• listing wastes • avoiding impurities • stipulations about acceptable qualities of individual waste types • declaration analysis • documentation of disposed quantity of individual waste types	• instruction of the waste producer by the waste manager • regular control of the plant producing waste by the waste manager
Waste treatment plant	• (regular) sampling and analysis • retain samples • documentation of incoming and treated waste quantities	• (regular) sampling and analysis of quantities of incoming treated waste by an external expert
Waste treatment plant	• regular sampling and analysis • retain samples • documentation of outgoing waste quantities	
Lime plant	• regular sampling and analysis • retain samples • documentation of incoming and waste quantities	

Table 4-42: Examples of measures/techniques for the quality assurance of wastes [156, Germany, 2007]

4.3.5 Lime manufacturing – example of DeNO$_x$ treatment by using the SNCR technique in preheater rotary kilns (PRK)

At the Flandersbach plant (Germany), primary and secondary measures/techniques were successively implemented for four preheater rotary kilns. A new burner was installed in one of the kilns, but its impact on the NO_x emissions was quite limited. Practical experience has shown that the overall oxygen concentration in the burning zone had a much bigger influence on these emissions. Thus, the kiln atmosphere has been adjusted to lower the oxygen concentration. However, it appeared that this measure was not sufficient to ensure that the NO_x emissions were always below 500 mg/Nm^3. Especially when producing hard burned lime, the NO_x emissions usually exceeded 1000 mg/Nm^3 (in stable kiln conditions) and sometimes 2000 mg/Nm^3, e.g. when more cooling air was needed to avoid an overheating of the lime cooler.

Due to the temperature conditions below the Lepol grate, it is possible to reduce the NO_x emissions by injecting reducing agents in this area. Therefore, preliminary tests with different liquids, injection locations and injection rates were carried out to optimise the design of the industrial SNCR installation, described as follows:

General concept

Liquid reducing agents are delivered by lorries and stored in two tanks. The liquid agent is then pumped to the Lepol grates, where it is sprayed in the hot chambers using pressurised air for the atomisation and mixing with the flue-gases. The facility is designed to handle ammonia water with concentrations of up to 25 %, and has to deal with the regulation of hazardous materials.

Filling of the tanks

The tank lorry is unloaded with a pump through a double walled, leakage-supervised hose pipe and a double filter to hold back contraries. The driver gets the clearance to unload after registration at the control room. The filling procedure is not started until the lorry tank is earthed. Refilling is automatically stopped when the tank is full or the differential pressure monitoring of the filters sends a maximum signal. New clearance must be requested by the tank lorry driver after switching to the other tank or to the second filter.

Storage

Two tanks, each with a volume of 80 m³, are equipped with safety and control devices, as well as circulation pumps. To avoid overpressure or vacuum, a pressure sensitive valve is installed at the tanks and the pressure in the tanks is monitored.

Dosing

For each Lepol grate, one pump controlled by a frequency converter is installed. Each dosing pump can operate alternatively from each of the two tanks. The pumps are equipped with a pressure relief valve to prevent an increase in pressure by a blocked system. One standby pump is installed in case of failure of one of the dosing pumps, to be switched to the respective injection point.

Additional supply ports allow the flushing of the piping and the filters with industrial water to empty the components, e.g. before maintenance.

The atomising nozzles have to be operated at their designated flowrates. To keep the optimal spraying conditions at the atomising nozzles, the flowrate in the dosing lines has to be controlled. If the flowrate drops below a preset value, e.g. when the need of the reducing agent is low, industrial water is added to the system to increase this value. This option also provides the possibility to store highly concentrated agents and dilute the agents to obtain good distribution in the flue-gas stream and therefore optimise efficiency. When the necessary flow of reducing agent increases, e.g. when the nitrogen concentration of the liquids is low and the needed reduction rate is high, a second lance is activated at the injection port. In the control system, the distinguishing of low and high concentration in the tanks is possible and different operation modes for the dosing are implemented.

All piping is isolated and equipped with trace heating to avoid freezing during winter time and crystallisation in the case of the use of liquid urea.

Injection location

The location of the injection points was determined during tests in the Flandersbach plant. The chosen ports allow good penetration and mixing of the agent with the flue-gas at a location with little tendency to form coating which might disturb the injection. The connecting points are shown in Figure 4.29.

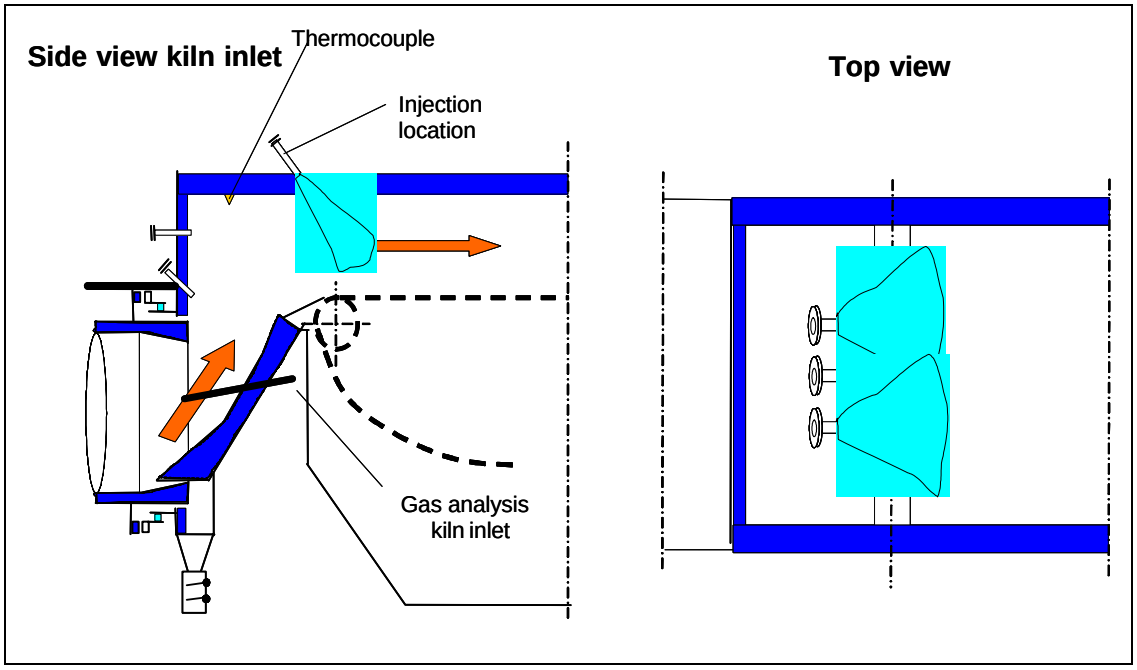

Figure 4.29: Location of injection and connecting points for SNCR in the Flandersbach lime plant in Germany
[93, EuLA, 2006]

Operation

The installation of the facility was completed in July 2006 and the start-up phase finished at the end of August 2006. Since then, the installation has been running without major trouble. Necessary improvements resulting from the experience made during start-up and operation since have been implemented.

Abatement efficiencies

Reduction efficiencies of 50 to 60 % appear to be possible, thus enabling the level of NO_x emissions to remain below 500 mg NO_x/Nm^3 as a daily average. Higher abatement ratios are, in principle, possible but they immediately lead to massive ammonia slips. Measurements carried out under different process and injection conditions have shown that the emissions of nitrous oxide (N_2O) always remained below 10 mg/Nm^3.

Costs

Investment costs are similar to those mentioned by the cement industry, i.e. between EUR 0.5 million and 1.2 million. Because the equipment has only been operational for a short time (few weeks), it is difficult to assess precisely the operating costs. Financial estimations based on the preliminary tests show that the operating costs could be similar to those reported by the cement industry, i.e. EUR 0.1 to 1.7 per tonne lime referring to a kiln capacity of 1000 t/day and initial emissions of up to 1500 mg NO_x/Nm^3.