



TECHNISCHE MASSNAHMEN ZUR MINDERUNG DER STAUB- UND NO_x- EMISSIONEN BEI WIRBELSCHICHT- UND LAUGENVERBRENNUNGSKESSELN

Josef Stubenvoll
Ernst Holzerbauer
Siegmond Böhmer
Thomas Krutzler
Thomas Janhsen



REPORT
REP-0039

Wien, 2007



Projektleitung

Siegmond Böhmer, Umweltbundesamt

Autoren

Josef Stubenvoll, TBU – Technisches Büro für Umweltschutz

Ernst Holzerbauer, Ingenieurbüro für Chemie

Siegmond Böhmer, Umweltbundesamt

Thomas Krutzler, Umweltbundesamt

Thomas Janhsen, Umweltbundesamt

Lektorat

Maria Deweis, Umweltbundesamt

Satz/Layout

Ute Kutschera, Umweltbundesamt

Umschlagfoto

Anlagenausschnitt mit Laugenkessel, Zellstoff Pöls AG

Weitere Informationen zu Publikationen des Umweltbundesamtes unter: <http://www.umweltbundesamt.at/>

Impressum

Medieninhaber und Herausgeber: Umweltbundesamt GmbH
Spittelauer Lände 5, 1090 Wien/Österreich

Eigenvervielfältigung

Gedruckt auf Recyclingpapier

© Umweltbundesamt GmbH, Wien, 2007
Alle Rechte vorbehalten
ISBN 3-85457-837-7

INHALT

ZUSAMMENFASSUNG	5
SUMMARY	26
1 EINLEITUNG	47
2 DIE ÖSTERREICHISCHE PAPIER- UND ZELLSTOFFINDUSTRIE	48
3 LAUGENVERBRENNUNGSKESSEL DER ÖSTERREICHISCHEN PAPIER- UND ZELLSTOFFINDUSTRIE	52
3.1 Das Sulfatverfahren	52
3.1.1 Chemie des Sulfataufschlusses	53
3.1.2 Laugenverbrennung	53
3.1.3 Anlagen in Österreich.....	58
3.2 Das Sulfitverfahren	61
3.2.1 Chemie des Sulfitaufschlusses	61
3.2.2 Laugenverbrennung	62
3.2.3 Anlagen in Österreich.....	64
3.3 Ermittlung von Minderungspotenzialen	71
3.3.1 Grenzwerte	71
3.3.2 BAT für die Produktion von Sulfatzellstoff.....	72
3.3.3 BAT für die Produktion von Sulfitzellstoff	74
3.3.4 Anlagen in Europa.....	74
3.3.5 Referenzwerte – NO _x	75
3.3.6 Technische Minderungspotenziale – NO _x	75
3.3.7 Referenzwerte – Staub.....	77
3.3.8 Technische Minderungspotenziale – Staub	78
4 WIRBELSCHICHTKESSEL DER ÖSTERREICHISCHEN PAPIER- UND ZELLSTOFFINDUSTRIE	80
4.1 Allgemeine Verfahrensbeschreibung	80
4.2 Brennstoff- und Abfallaufbereitung	81
4.2.1 Herkunft und Aufbereitung	83
4.2.2 Qualitätssicherung der Brennstoffe/Abfälle.....	83
4.3 Stationäre Wirbelschicht	83
4.4 Extern zirkulierende Wirbelschicht	85
4.5 Intern zirkulierende Wirbelschicht	85
4.6 Kesselanlage und Wasser-Dampf-Kreis	86
4.6.1 Abhitzeessel für Abfälle, biogene und fossile Brennstoffe	86
4.6.2 Einbindung der Abhitzeessel in Energiesysteme	88



4.7	Gasreinigungsverfahren	90
4.7.1	Trockene und halbtrockene Abgasreinigungsverfahren	90
4.7.2	Nasse Abgasreinigungsverfahren	91
4.7.3	Emissionsminderung von NO _x	94
4.7.4	Wanderbettadsorber mit Aktivkoks und/oder Aktivkohle.....	97
4.7.5	Maßnahmen zur Minderung erhöhter CO-Emissionen	97
4.8	Anlagen in Österreich	98
4.8.1	Allgemeine Verfahrensbeschreibung	98
4.8.2	Mondi Packaging AG – St. Gertraud im Lavanttal	98
4.8.3	Hamburger Pitten	99
4.8.4	Lenzing AG 1 K7	102
4.8.5	Sappi Austria K11.....	104
4.8.6	Sappi Austria RVA (Reststoffverwertungsanlage)	105
4.8.7	Norske Skog – Bruck/Mur	106
4.8.8	UPM Kymmene Austria	107
4.9	Zusammenfassende Darstellung der Wirbelschicht-Kesselanlagen ..	110
4.9.1	Allgemeine Verfahrensbeschreibung	110
4.9.2	Umwelttechnische Verbesserungspotenziale	110
4.10	Ermittlung von Minderungspotenzialen	111
4.10.1	Grenzwerte für Wirbelschichtkessel der österreichischen Papier- und Zellstoffindustrie	111
4.10.2	BAT-Werte für Wirbelschichtanlagen	113
4.10.3	Referenzwerte	115
4.10.4	Technische Minderungspotenziale.....	116
5	ABSCHÄTZUNG SPEZIFISCHER KOSTEN FÜR UMWELTECHNISCHE VERBESSERUNGSPOTENZIALE	119
5.1	Vorbehandlung der Brennstoffe (Wirbelschichtfeuerung)	119
5.2	Feuerung und Kessel	119
5.2.1	Wirbelschichtfeuerung.....	119
5.2.2	Laugenverbrennungskessel.....	119
5.3	Abgasreinigungsanlagen	120
5.3.1	Minderung von NO _x	120
5.3.2	Minderung von Staubemissionen.....	123
6	ZUSAMMENFASSUNG DER MINDERUNGSPOTENZIALE UND KOSTEN	125
7	ABKÜRZUNGSVERZEICHNIS	127
8	LITERATUR	128



ZUSAMMENFASSUNG

Allgemeines

Die vorliegende Studie gibt einen Überblick über die NO_x- und Staubemissionen der österreichischen Papier- und Zellstoffindustrie. Dabei werden zwei Arten von Dampfkesseln näher beschrieben: die **Laugenverbrennungs-** (oder Chemikalienrückgewinnungskessel) und die **Wirbelschichtkessel** (WSK) zur Verbrennung von Schlämmen, Rinde, Kohle und Abfällen. In diesen beiden Kesseltypen wird der größte Teil der benötigten Prozessenergie bereitgestellt.

Einen besonderen Schwerpunkt der Studie bilden Technologien zur Emissionsminderung und deren Kosten. Als Referenzen werden Angaben aus den BAT-Referenz Dokumenten der EU-Kommission (BREF PULP AND PAPER 2001, BREF LARGE COMBUSTION PLANTS 2005, BREF WASTE INCINERATION 2005) sowie Daten österreichischer und schwedischer Betriebe herangezogen.

Anlagen in Österreich

Im Jahr 2003 wurde in insgesamt 30 Betrieben Zellstoff und Papier erzeugt, wobei in sechs Anlagen die für die betriebseigene Papiererzeugung notwendige Zellstoff hergestellt wird. Diese sechs Standorte sind daher als integrierte Standorte zu betrachten.

In Österreich sind drei Zellstoffproduktionsanlagen in Betrieb, welche nach dem Sulfatverfahren arbeiten: Mondi Packaging AG, Nettingsdorfer Papierfabrik AG und Zellstoff Pöls AG.

An vier Standorten wird das Sulfitverfahren mit Magnesiumoxid als zugehöriger Base angewendet. Drei Anlagen (Lenzing AG, M-Real Hallein AG, Mondi Business Paper Austria AG) arbeiten nach dem sauren Magnesium-Bisulfitverfahren; eine Anlage (Sappi Austria) verwendet das neutrale Magnesium-Bisulfitverfahren.

Von den österreichischen Zellstoff- und Papiererzeugern werden sieben Wirbelschichtkessel mit einer gesamten Brennstoffwärmeleistung (BWL) von rund 450 MW betrieben. Als Brennstoffe werden v. a. Stein- und Braunkohle, Rinde, Altholz, Papier, Biogas und diverse Schlämme verbrannt.

Emissionen der Papier- und Zellstoffindustrie

Die Papier- und Zellstoffindustrie hatte im Jahr 2003 mit 4.754 t NO_x einen Anteil von 2,1 % an den gesamtösterreichischen Emissionen und einen Anteil von 21,0 % an denen der österreichischen Industrie. Rund 77 % der NO_x-Emissionen der österreichischen Papier- und Zellstoffindustrie kommen aus Laugenverbrennungs- (oder Chemikalienrückgewinnungskesseln) und Wirbelschichtkesseln.

Die gesamte installierte Brennstoffwärmeleistung (BWL) der Dampfkesselanlagen beläuft sich auf rund 3.100 MW (SAPPI 2003, M-REAL 2005, UPM KYMMENE 2006, UMWELTBUNDESAMT 2004). Zusätzlich werden bei vielen Werken vergleichsweise große Anlagen als Reserve gehalten.

Die BWL aller Laugenverbrennungskessel (LVK; inklusive Reservekessel beläuft sich ihre Zahl auf zwölf) beträgt rund 39 % der gesamten installierten BWL, die Wirbelschichtkessel (WSK; es werden derzeit sieben WSK betrieben) haben einen Anteil von rund 15 %. Der Anteil der verschiedenen Feuerungsanlagen an den NO_x- und Staub-Emissionen ist Tabelle Z 1 zu entnehmen.

Tabelle Z 1: NO_x-Emissionen der Feuerungsanlagen im Jahr 2002 (AUSTROPAPIER 2003, Angaben der Betreiber).

Feuerungsanlagen (2002)	NO _x -Emission (t/a)	Anteil an Gesamtemission (%)	Staub-Emission (t/a)	Anteil an Gesamtemission (%)
Laugenverbrennungskessel – Sulfatverfahren	821	19	87	25
Laugenverbrennungskessel – Sulfitverfahren	1.161	27	160	46
Wirbelschichtkessel	1.336	31	82	23
sonstige Feuerungsanlagen	1.003	23	21	6
Gesamtemissionen	4.321	100	350	100

Laugenverbrennungskessel

Die Erzeugung von Zellstoff und Papier ist ein sehr rohstoff- und energieintensiver Prozess, wobei aufgrund der unterschiedlichen Rohstoffe und erzeugten Produkte zahlreiche Technologien verwendet werden.

Für die Herstellung von Zellstoff muss das Holz chemisch aufgeschlossen werden, wobei es im Wesentlichen zwei Verfahren gibt – das Sulfatverfahren und das Sulfitverfahren. Die Verbrennung der entstehenden Ablauge findet in speziellen Laugenverbrennungskesseln (LVK) statt. Dabei werden die Aufschlusschemikalien zurückgewonnen und der Energiegehalt des gelösten Rohstoffes genutzt.

Das Sulfatverfahren

Das Sulfatverfahren hat sich als die führende Technologie zum Aufschluss von Biomasse zur Zellstoffproduktion durchgesetzt. Neuanlagen werden weltweit praktisch ausschließlich auf Basis dieser Technologie gebaut.

Die Ablauge wird mittels Düsen in den Laugenverbrennungskessel eingespritzt. Durch die spezielle Auslegung des Feuerraumes kommt es im unteren Teil zu einem reduzierenden Milieu bei hoher Temperatur. Dabei verdampft zunächst elementares Natrium, das dann im oberen Verbrennungsraum diverse Schwefelverbindungen reduziert und sich als Natriumsulfid (Na₂S) niederschlägt. In Folge sammelt sich am Boden des Kessels eine Schmelze aus vorwiegend Natriumcarbonat (Na₂CO₃) und Na₂S an, welche abgezogen und weiterverarbeitet wird.



Der Prozess der Verbrennung kann in drei Abschnitte unterteilt werden: Im ersten Schritt wird die Lauge unter Sauerstoffmangel in stark reduzierender Atmosphäre verbrannt, so dass die Aufschlusschemikalien – vor allem das Natriumsulfid – wieder gebildet werden. Auch das Make-up zur Deckung der Schwefelverluste aus Natriumsulfat wird in dieser Stufe reduziert.

Im zweiten und dritten Schritt wird stufenweise weiter Verbrennungsluft (Sekundär- und Tertiärluft) zugegeben, um den Ausbrand der gebildeten Rauchgase zu gewährleisten. In diesen Stufen werden auch die verschiedenen Klassen der „Geruchsgase“ als Verbrennungsluft eingesetzt und so thermisch behandelt.

Die Entstaubung erfolgt durch Elektrofilter, da Gewebefilter aufgrund der Art des Staubes (Natriumsulfat) nicht einsetzbar sind. Der abgeschiedene Staub wird über ein Fördersystem der Chemikalienrückgewinnung vor dem Kessel zugeführt.

Nach der Entstaubung werden die Rauchgase über ein Saugzuggebläse entweder direkt zum Kamin gefördert oder in einem ein- oder mehrstufigen Nasswäscher weiter gereinigt.

Die Abscheideleistung für Staub ist bei einem Nasswäscher von der Partikelgröße sowie von der Größe (und damit dem Druckverlust) und der Frischwasserbeaufschlagung des letzten Tropfenabscheiders abhängig.

Die Partikelgröße bei Sulfat-Kesseln ermöglicht eine gute Abscheideleistung des Elektrofilters; während des Verbrennungsprozesses werden keine Aerosole gebildet. Die Dimensionierung und die Frischwasserbeaufschlagung des letzten Tropfenabscheiders sind rein wirtschaftliche Faktoren bei der Grundauslegung der Anlage.

Bei zwei von drei Zellstoffwerken in Österreich, welche nach dem Sulfatverfahren arbeiten, sind die Laugenverbrennungskessel mit einer zweistufigen Staubabscheidung (Elektrofilter und Nasswäscher) ausgestattet. Die Staubbeladung im Reingas beträgt bei diesen Anlagen zwischen rund 2 und 40 mg/Nm³ (Sauerstoffgehalt rd. 3 %, trockenes Rauchgas), wobei der Reingasgehalt von der Auslegung des Nasswäschers abhängt. Die dritte Anlage ist mit einem dreifeldrigen Elektrofilter ausgerüstet und erreicht Emissionen im Bereich von 26–36 mg/Nm³ (Sauerstoffgehalt rd. 3 %, trockenes Rauchgas).

Das Niveau der Stickoxidemissionen beim Sulfatverfahren liegt bei den österreichischen Anlagen zwischen 150 und 220 mg/Nm³ (Sauerstoffgehalt 5 %). Diese Werte werden ausschließlich durch die prozessbedingte mehrstufige Feuerungsführung erzielt.

Die Werte für CO (Parameter für den Ausbrand der Rauchgase) liegen derzeit bei gut ausgelegten Anlagen zwischen 15 und 50 mg/Nm³. Bei einer weiter gehenden Reduktion der NO_x-Emissionen mittels feuerungstechnischer Maßnahmen besteht das Risiko höherer CO-Emissionen.

Verfügbare Techniken zur Reduktion der NO_x-Emissionen

Einblasen von Oberluft

Bei schwedischen Anlagen konnten – ausgehend von den Emissionen im Normalbetrieb (135 mg/Nm³; Sauerstoffgehalt: 8 %) – nach Einblasen der Oberluft Emissionen von 80–90 mg/Nm³ erreicht werden. Zur Vermeidung erhöhter CO- und org. C-Emissionen müssen die Verbrennungsbedingungen genau kontrolliert werden.

Ein möglicher Nachteil dieser Technik ist eine Einschränkung der Flexibilität der Luftzufuhr in den ersten drei Ebenen, da sich die zugewiesene Luftmenge pro Ebene merklich reduziert.

Sekundäre Minderungsmaßnahmen – Selektive Nicht Katalytische Reduktion (SNCR)

Dieses Verfahren – das nach dem Prinzip der Reduktion von NO_x durch die Eindüsung von Ammoniak oder Harnstoff (in wässriger Lösung) bei hohen Temperaturen arbeitet – ist derzeit bei Sulfat-Kesseln nicht einsetzbar, da es zu einer Anreicherung von Ammonsulfat und letztendlich einer Freisetzung von Ammoniak kommen würde.

Sekundäre Minderungsmaßnahmen – Selektive Katalytische Reduktion (SCR)

Bei diesem Verfahren erfolgt die Reduktion von Stickstoffoxiden durch geeignete Reduktionsmittel (zumeist Ammoniak in wässriger Lösung) bei niedrigeren Temperaturen (rund 200–350°C) an einem Katalysator.

Allerdings verbleiben nach der Entstaubung und auch nach einer Nasswäsche im Rauchgas Komponenten (wenn auch in geringer Konzentration), die den Katalysator irreversibel schädigen: Alkalisulfat, Schwefelwasserstoff und niedermolekulare organische Schwefelverbindungen. Derzeit ist keine Referenzanlage bekannt, welche das katalytische Verfahren anwendet.

BAT für die Minderung von Emissionen

Als erreichbare Werte für NO_x -Emissionen aus dem Laugenverbrennungskessel werden im Kapitel BAT (BREF PULP AND PAPER 2001) folgende Werte genannt: 80–120 mg NO_x/Nm^3 (entsprechend 40–60 mg NO_x/MJ) bzw. 0,7–1,1 kg NO_x/t produzierter Zellstoff (Adt).

Mittels BAT werden Staubemissionen von 30–50 mg/ Nm^3 erreicht. Moderne Anlagen erreichen diese Werte mittels Elektrofilter, alte Anlagen mittels Elektrofilter und nassem Wäscher. Moderne Anlagen, welche mit Elektrofilter und nassem Wäscher ausgerüstet sind, erreichen durch eine verbesserte Auslegung des Wäschers 15 mg/ Nm^3 .

Alle BAT-Werte sind als Tagesmittelwerte angegeben und werden auf einen Sauerstoffgehalt von 5 % bezogen.

Für CO-Emissionen werden keine BAT-Werte angegeben.

Anmerkung

Das BAT-Dokument „Papier und Zellstoffherstellung“ wird derzeit aktualisiert; das Kick-off-Meeting fand vom 13. bis 15. November 2006 in Sevilla statt. Seitens der Industrie wurde schon im Vorfeld des Revisionsprozesses darauf aufmerksam gemacht, dass die oben angeführten BAT-Werte – auch bei Installation entsprechender Technologien – nicht von allen Laugenverbrennungskesseln erreicht werden können.

Als relevante Parameter für die Minderung der NO_x -Emissionen wurden angeführt:

- Art der Behandlung von Schwachgasen und Starkgasen – diese können entweder im Laugenverbrennungskessel, im Kalkofen oder in einem eigenen Destruktionsofen mitverbrannt werden.

- der Trockensubstanzgehalt der Ablauge,
- der N-Gehalt in der Ablauge (abhängig vom N-Gehalt des Holzes und der kappa-Zahl),
- die Größe und Geometrie des Kessels (diese hat Einfluss auf die Nachrüstbarkeit einer vierten Luftebene),
- Lastfaktor des Laugenverbrennungskessels,
- das Verhältnis der CO- zu den NO_x-Emissionen.

Im Rahmen der Revision des BAT-Dokumentes soll der Einfluss oben angeführter Parameter auf das Emissionsverhalten der Laugenverbrennungskessel dargestellt und gegebenenfalls eine detaillierte Definition der mit BAT assoziierten Werte erstellt werden. Die Revision des BAT-Dokumentes soll im Jahr 2008 abgeschlossen werden.

Referenzwerte für die Ermittlung von Minderungspotenzialen

In Tabelle Z 2 und Tabelle Z 3 werden die Referenzwerte für NO_x und Staub aufgelistet, die für die Berechnung der verschiedenen Szenarien herangezogen wurden.

Tabelle Z 2: Referenzwerte für die Berechnung von Minderungspotenzialen von NO_x-Emissionen.

	NO _x -Konzentration (mg/Nm ³)	Anmerkung
Szenario Sulfat 1	150	mittels Primärmaßnahmen in Österreich erreicht (TMW, 5 % O ₂)
Szenario Sulfat 2	120	oberer BAT-Wert (TMW, 5 % O ₂)
Szenario Sulfat 3	80	unterer BAT-Wert (TMW, 5 % O ₂)

TMW Tagesmittelwert

Tabelle Z 3: Referenzwerte für die Berechnung von Minderungspotenzialen für Staub-Emissionen.

	Staubkonzentration (mg/Nm ³)	Anmerkung
Szenario Sulfat 1	50	oberer BAT-Wert (TMW, 5 % O ₂)
Szenario Sulfat 2	30	unterer BAT-Wert (TMW, 5 % O ₂)
Szenario Sulfat 3	15	bei modernen Anlagen mittels Elektrofilter und nassem Wäscher erreichbar

TMW Tagesmittelwert

Technische Minderungspotenziale

Durch Anwendung der Referenzwerte auf die einzelnen Anlagen ergeben sich für österreichische Anlagen die in Tabelle Z 4 und Tabelle Z 5 angegebenen Minderungspotenziale.

Tabelle Z 4: Technische Minderungspotenziale österreichischer Laugenkessel für NO_x, errechnet auf Basis der Emissionsdaten – Sulfatverfahren.

Anlage	Emission (mg/Nm ³)	Emission (t/a) ¹⁾	Minderungspotenzial (t/a) ¹⁾
Nettingsdorfer (93 MW)	200	176	Szenario 1 (150): 44
			Szenario 2 (120): 70
			Szenario 3 (80): 106
Mondi Packaging (80 bzw. 45 MW)	150 bzw. 158	237	Szenario 1 (150): 4
			Szenario 2 (120): 51
			Szenario 3 (80): 112
Pöls (330 MW)	180	408	Szenario 1 (150): 68
			Szenario 2 (120): 136
			Szenario 3 (80): 227

Anmerkung: Im Rahmen der Revision des BAT-Dokumentes soll der Einfluss folgender Parameter auf das Emissionsverhalten der Laugenverbrennungskessel dargestellt werden:

- Art der Behandlung von Schwachgasen und Starkgasen,
- der Trockensubstanzgehalt der Ablauge,
- der N-Gehalt in der Ablauge,
- die Größe und Geometrie des Kessels,
- Lastfaktor des Laugenverbrennungskessels,
- das Verhältnis der CO- zu den NO_x-Emissionen.

Basierend auf den neuen Erkenntnissen soll eine Neubewertung der BAT-Werte erfolgen.

¹⁾ Die Emissionsfrachten und die Minderungspotenziale wurden anhand der Konzentrationen, der spezifischen Rauchgasvolumina und einer angenommenen jährlichen Betriebszeit von 8.400 h errechnet.

In Summe ergeben sich folgende technische Minderungspotenziale für NO_x:

- Sulfatverfahren – Szenario 1 (150 mg/Nm³): 116 t/a,
- Sulfatverfahren – Szenario 2 (120 mg/Nm³): 257 t/a,
- Sulfatverfahren – Szenario 3 (80 mg/Nm³): 445 t/a.

Tabelle Z 5: Technische Minderungspotenziale österreichischer Laugenkessel für Staub, errechnet auf Basis der Emissionsdaten – Sulfatverfahren.

Anlage	Emission (mg/Nm ³)	Emission (t/a) ¹⁾	Minderungspotenzial (t/a)
Nettingsdorfer (93 MW)	26–36	23–32	Szenario 1 (50): 0
			Szenario 2 (30): 0–5
			Szenario 3 (15): 10–19
Mondi Packaging (80 bzw. 45 MW)	44 bzw. 15	52	Szenario 1 (50): 0
			Szenario 2 (30): 14
			Szenario 3 (15): 29
Pöls (330 MW)	1,4	3	Szenario 1 (50): 0
			Szenario 2 (30): 0
			Szenario 3 (15): 0

¹⁾ Die Emissionsfrachten und die Minderungspotenziale wurden anhand der Konzentrationen, der spezifischen Rauchgasvolumina und einer angenommenen jährlichen Betriebszeit von 8.400 h errechnet.



In Summe ergeben sich folgende technische Minderungspotenziale für Staub:

- Sulfatverfahren – Szenario 1 (50 mg/Nm^3): 0 t/a,
- Sulfatverfahren – Szenario 2 (30 mg/Nm^3): 0–19 t/a,
- Sulfatverfahren – Szenario 3 (15 mg/Nm^3): 39–48 t/a.

Es sei erwähnt, dass die berechneten technischen Potenziale auf Basis allgemein erreichbarer Emissionswerte errechnet wurden. Bei einigen Laugenkesseln werden die Emissionen nicht kontinuierlich gemessen, wodurch sich Abweichungen der gemessenen Emissionen von den tatsächlichen Emissionen ergeben können.

Zu beachten ist auch die Wechselwirkung der CO- und der NO_x-Emissionen. Eine Reduktion der NO_x-Emissionen durch feuerungstechnische Maßnahmen kann ohne optimierte Kontrolle der Verbrennungsbedingungen zu einer Erhöhung der CO-Emissionen führen.

Bei Maßnahmen, die den Wirkungsgrad einer Anlage negativ beeinflussen und damit zu Leistungseinbußen führen, ist hinsichtlich NO_x auch die Emissionssituation des gesamten Standortes zu betrachten. Oftmals muss die verlorene Leistung durch die Verfeuerung anderer Brennstoffe kompensiert werden.

Generell sollte – falls die Berechnung der Minderungspotenziale auf Basis diskontinuierlicher Messdaten erfolgte – eine Evaluierung des Emissionsverhaltens des jeweiligen Laugenkessels (z. B. durch kontinuierliche Messungen) erfolgen.

Das Sulfitverfahren

Allgemein ist zu sagen, dass die Bisulfitverfahren bei der Zellstoffherstellung ständig an Bedeutung verlieren. In den letzten zwanzig Jahren wurde keine Neuanlage mehr nach diesem Verfahrenstyp errichtet. Demzufolge finden derzeit auch keine wesentlichen Neuentwicklungen in der Prozesskette dieser Verfahren statt.

Die Verbrennung der Ablauge erfolgt – im Unterschied zum Sulfatverfahren – in einem Schritt: Die Lauge wird unter leichtem Sauerstoffüberschuss in oxidierender Atmosphäre verbrannt. Bei der Verbrennung werden die Aufschlusschemikalien in eine feste Phase (Magnesiumoxid in der Asche) und eine gasförmige Phase (Schwefeldioxid im Rauchgas) gespalten. Die Wertstoffe müssen getrennt gesammelt und wieder zusammengeführt werden.

Die Dicklauge wird beim Sulfitverfahren auch in einer Zweistufenverbrennung verfeuert – dies aber vor allem, um die NO_x-Emissionen kontrollieren zu können. Es wird aber von Beginn an Sauerstoffüberschuss eingesetzt, um den Ausbrand der Chemikalien sicher zu gewährleisten und die hohen Temperaturen zu erreichen, die verfahrenstechnisch erforderlich sind.

Wesentlich bei diesem Verfahren ist, dass im Zuge der Verbrennung reines Magnesiumoxid erhalten wird, welches nicht durch unverbrannte Rußpartikel verunreinigt ist.

Die Reaktion im Feuerraum findet oberhalb einer Temperatur von ca. 1.250 °C statt.

Die Abscheidung der festen Bestandteile (Magnesiumoxid) erfolgt in einem Elektrofilter, wobei die Auslegung der Staubfilter einen Reingasgehalt von max. 50 mg/Nm³ gewährleisten soll. Der abgeschiedene Magnesiumoxidstaub wird aufgeschlämmt und

zu Magnesiumhydroxid hydratisiert. Diese Suspension wird in der nassen Rauchgasreinigung als Waschlösung eingesetzt, um dort die Schwefelkomponente der Aufschlusschemikalien zurückzugewinnen.

Nach der Entstaubung gelangt das Rauchgas über einen Rauchgassättiger (Einspritzkühlung) in eine drei- und mehrstufige Rauchgaswäsche, in der im Gegenstrom zum Rauchgasweg Magnesiumhydroxidlösung als Waschmedium geführt wird.

Verfügbare Techniken zur Reduktion der NO_x-Emissionen

Primäre (feuerungstechnische) Maßnahmen

Das Niveau der Stickoxid-Emissionen beim Sulfitverfahren liegt bei österreichischen Anlagen ohne den Einsatz von Sekundärmaßnahmen zwischen 180 und 350 mg/Nm³ (Sauerstoffgehalt 5 %).

Dem Einsatz von primären feuerungstechnischen Maßnahmen ist prozessbedingt eine Grenze gesetzt, da im Feuerraum eine Temperatur von zumindest 1.250 °C erreicht werden muss, um die Zersetzung der Aufschlusschemikalien zu gewährleisten. Die hohen Temperaturen bedingen jedoch eine erhöhte Stickoxidkonzentration beim Austritt aus dem Feuerraum.

Sekundäre Minderungsmaßnahmen – Selektive Nicht Katalytische Reduktion (SNCR)

An einem Standort in Österreich wurde ein Laugenkessel mit einer SNCR-Anlage nachgerüstet. Mit dieser Maßnahme konnte die Stickoxidemission von ca. 350 mg/Nm³ auf durchschnittlich rund 250 mg/Nm³ abgesenkt werden (bezogen auf 7 % O₂ im Rauchgas).

Sekundäre Minderungsmaßnahmen – Selektive Katalytische Reduktion (SCR)

Technisch ist nach der Entstaubung (Rohgasschaltung) und auch nach der Nasswäsche (Reingasschaltung) die Möglichkeit gegeben, dieses Verfahren zur Minderung der Stickoxidemissionen einzusetzen. Es ist allerdings keine Anlage bekannt, die für eines der beiden Prinzipien als Referenz (Laugenverbrennungskessel mit SCR ausgerüstet) dienen könnte. Bei Einbau einer SCR-Anlage wäre eine Minderung auf eine Reingaskonzentration von 70–100 mg/Nm³ möglich.

BAT für die Minderung von Emissionen aus Laugenverbrennungskesseln nach dem Sulfitverfahren

Als mit BAT erreichbare Werte für NO_x-Emissionen aus Laugenverbrennungskesseln werden im Kapitel BAT (BREF PULP AND PAPER 2001) folgende Werte genannt: 200–300 mg NO_x/Nm³ bzw. 1,0–2,0 kg NO_x/Adt.

BAT für die Minderung von Staubemissionen ist die Installation von Elektrofiltern und nassen Wäschern. Damit werden Emissionswerte von 5–20 mg/Nm³ erreicht.

Alle BAT-Werte sind als Tagesmittelwerte angegeben und werden auf einen Sauerstoffgehalt von 5 % bezogen.

Für CO-Emissionen werden keine BAT-Werte angegeben.

Referenzwerte für die Ermittlung von Minderungspotenzialen

In Tabelle Z 6 und Tabelle Z 7 werden die Referenzwerte für NO_x und Staub aufgelistet, die für die Berechnung der verschiedenen Szenarien herangezogen wurden.

Tabelle Z 6: Referenzwerte für die Berechnung von NO_x-Minderungspotenzialen.

	Sulfitverfahren (mg/Nm ³)	Anmerkung
Szenario Sulfit 1	300	Primärmaßnahmen bzw. SNCR; entspricht oberem BAT-Wert (TMW, 5 % O ₂)
Szenario Sulfit 2	200	Primärmaßnahmen bzw. SNCR; entspricht unterem BAT-Wert (TMW, 5 % O ₂)
Szenario Sulfit 3	100	mittels SCR (TMW, 5 % O ₂)

TMW Tagesmittelwert

Tabelle Z 7: Referenzwerte für die Berechnung von Minderungspotenzialen für Staub.

	Sulfitverfahren (mg/Nm ³)	Anmerkung
Szenario Sulfit 1	20	Oberer BAT-Wert (TMW, 5 % O ₂)
Szenario Sulfit 2	5	Unterer BAT-Wert (TMW, 5 % O ₂)

Technische Minderungspotenziale

Durch Anwendung der Referenzwerte auf die einzelnen Anlagen ergeben sich für österreichische Anlagen die Minderungspotenziale, die in Tabelle Z 8 und Tabelle Z 9 angeführt sind.

Tabelle Z 8: Technische Minderungspotenziale österreichischer Laugenkessel für NO_x, errechnet auf Basis der Emissionsdaten – Sulfitverfahren.

Anlage	Emission (mg/Nm ³)	Emission (t/a) ¹⁾	Minderungspotenzial (t/a)
Hallein (85 MW)	177–222	193–242	Szenario 1 (300): 0 Szenario 2 (200): 0–24 Szenario 3 (100): 84–133
Mondi Business Paper Austria (21,5 MW)	250	80	Szenario 1 (300): 0 Szenario 2 (200): 16 Szenario 3 (100): 48
Lenzing (155 MW – ohne Reserve)	250 bzw. 352	489	Szenario 1 (300): 46 Szenario 2 (200): 170 Szenario 3 (100): 329
Sappi Austria (123 MW)	234–300	304–390	Szenario 1 (300): 0 Szenario 2 (200): 44–130 Szenario 3 (100): 174–260

¹⁾ Die Emissionsfrachten und die Minderungspotenziale wurden anhand der Konzentrationen, der spezifischen Rauchgasvolumina und einer angenommenen jährlichen Betriebszeit von 8.400 h errechnet. Angaben in gerundeten Zahlen.

In Summe ergeben sich folgende technische Minderungspotenziale für NO_x:

- Sulfitverfahren – Szenario 1 (300 mg/Nm³): 46 t/a,
- Sulfitverfahren – Szenario 2 (200 mg/Nm³): 230–340 t/a,
- Sulfitverfahren – Szenario 3 (100 mg/Nm³): 636–771 t/a.

Tabelle Z 9: Technische Minderungspotenziale österreichischer Laugenkessel für Staub, errechnet auf Basis der Emissionsdaten – Sulfitverfahren.

Anlage	Emission (mg/Nm ³)	Emission (t/a) ¹⁾	Minderungspotenzial (t/a)
Hallein (85 MW)	13	14	Szenario 1 (20): 0 Szenario 2 (5): 9
Mondi Business Paper Austria (21,5 MW)	1	0,3	Szenario 1 (20): 0 Szenario 2 (5): 0
Lenzing (155 MW – ohne Reserve)	93 bzw. 45	106 ²⁾	Szenario 1 (20): 74 Szenario 2 (5): 98
Sappi Austria (123 MW)	4,1–30	5–39	Szenario 1 (20): 0–13 Szenario 2 (5): 0–33

¹⁾ Die Emissionsfrachten und die Minderungspotenziale wurden anhand der Konzentrationen, der spezifischen Rauchgasvolumina und einer angenommenen jährlichen Betriebszeit von 8.400 h errechnet. Angaben in gerundeten Zahlen.

²⁾ Bildung von Aerosolen durch hohen Kaliumanteil des Holzes

In Summe ergeben sich folgende technische Minderungspotenziale für Staub:

- Sulfitverfahren – Szenario 1 (20 mg/Nm³): 74–87 t/a,
- Sulfitverfahren – Szenario 2 (5 mg/Nm³): 107–139 t/a.

Es sei erwähnt, dass die berechneten technischen Potenziale auf Basis allgemein erreichbarer Emissionswerte errechnet wurden. Bei einigen Laugenkesseln werden die Emissionen nicht kontinuierlich gemessen. Dadurch können sich Abweichungen der gemessenen Emissionen von den tatsächlichen Emissionen ergeben.

Zu beachten ist auch die Wechselwirkung der CO- und der NO_x-Emissionen. Eine Reduktion der NO_x-Emissionen durch feuerungstechnische Maßnahmen kann ohne optimierte Kontrolle der Verbrennungsbedingungen zu einer Erhöhung der CO-Emissionen führen.

Bei Maßnahmen, die den Wirkungsgrad einer Anlage negativ beeinflussen und damit zu Leistungseinbußen führen, ist hinsichtlich NO_x auch die Emissionssituation des gesamten Standortes zu betrachten. Oftmals muss die verlorene Leistung durch die Verfeuerung anderer Brennstoffe kompensiert werden.

In Lenzing wird im Gegensatz zu den anderen österreichischen Produzenten von Sulfitzellstoff vorwiegend Buche eingesetzt. Durch einen vergleichsweise hohen Kalium-Gehalt der Buche kommt es zur Bildung von Aerosolen. Diese können nicht mehr abgeschieden werden und bedingen erhöhte Staubemission.



Generell sollte – falls die Berechnung der Minderungspotenziale auf Basis diskontinuierlicher Messdaten erfolgte – in einem ersten Schritt eine Evaluierung des Emissionsverhaltens des jeweiligen Laugenkessels (z. B. durch kontinuierliche Messungen) erfolgen.

Wirbelschichtkessel

In einer Wirbelschichtfeuerung werden Brennstoffe/Abfälle in ein (durch Verbrennungsluft) fluidisiertes Sandbett eingetragen. Die Brennstoffe/Abfälle werden mit der Verbrennungsluft in einem Temperaturbereich zwischen 750 und 900 °C zu Rauchgas und Asche umgesetzt.

Bei Leistungen bis zu 50 MW werden in der Regel stationäre, bei höheren Leistungen zirkulierende Wirbelschichtfeuerungen eingesetzt.

Als Brennstoffe können in Wirbelschichtanlagen fossile Brennstoffe (Braun- und Steinkohle, Heizöl, Erdgas), Biomasse (z. B. Rinde), sowie betriebsinterne und externe Abfälle eingesetzt werden. Zusätzlich kann auch noch Klärschlamm mitverbrannt werden. Der Energieinhalt von entwässertem Klärschlamm reicht in den meisten Fällen gerade aus, um die Abgasverluste des durch die Verbrennung des Klärschlammes erzeugten Abgases zu decken.

Eine Senkung von Emissionen kann durch folgende Maßnahmen im Feuerraum erfolgen:

- Installation einer gestuften Verbrennung zur Minderung der NO_x-Bildung,
- Zugabe von Ammoniak oder von Ammoniak-bildenden Verbindungen in den Feuerraum (nicht katalytische Stickoxidreduktion),
- Sicherstellen einer ausreichenden Verweilzeit, Temperatur und Turbulenz im Feuerraum zur Minderung von CO und organischen Schadstoffen,
- Zugabe von Kalk oder Kalkstein zur Entschwefelung.

Je nach Auslegung können die Feuerräume von Wirbelschichtanlagen in den Kessel integriert oder als separate ausgemauerte, adiabate Feuerungen ausgeführt werden. Darüber hinaus besteht die Möglichkeit, Tauchheizflächen und Aschekühler zur Ableitung der Wärme aus der Feuerung zu installieren. Zur Temperaturführung der Feuerung können daher folgende Prozessschritte verwendet werden:

- Rauchgasrezirkulation,
- geregelte Umlaufaschekühlung,
- gestufte Verbrennung.

Durch die spontane Verbrennung und durch die Vielzahl der Möglichkeiten der Temperaturführung können Wirbelschichtfeuerungen auf ein breites Heizwertband ausgelegt werden.

Als sekundäre Abgasreinigungsanlagen werden in Österreich in Abhängigkeit von Brennstoff bzw. Abfall und Anforderungen (durch Gesetz oder Bescheid) folgende Anlagen eingesetzt:

- Elektrofilter,
- Gewebefilter (auch mit Kalk- und Aktivkokseindüsung),
- Wäscher und
- katalytische Entstickungsanlagen (SCR, bei Abfallverbrennungsanlagen).

Bei Abfallverbrennungsanlagen (z. B. bei der Anlage der Reststoffverwertung Lenzing) sind die Rauchgasreinigungssysteme auf die Abscheidung der höchstmöglichen Schadstoffkonzentrationen ausgelegt, während bei vielen Wirbelschichtanlagen der Papier- und Zellstoffindustrie nur eine Entstaubung des Abgases stattfindet.

Gasreinigungsverfahren

Abscheidung von Staub, sauren Gasen und Schwermetallen

Trockene und halbtrockene Abgasreinigungsverfahren

Trocken- und Halbtrockenverfahren werden hauptsächlich zur Abscheidung geringer Schadstofffrachten eingesetzt. Zumeist dienen sie als Abgasreinigungsanlagen für eine Vielzahl von Schadstoffen wie HCl, HF, SO₂, Schwermetalle, PCDDs/PCDFs und Staub.

Diese Anlagen bestehen im Wesentlichen aus einem Trockenreaktor oder Sprühabsorber und einer anschließenden Staubabscheidung mit entsprechenden Nebenanlagen zur Manipulation von Adsorptionsmittel und abgeschiedenem Staub.

Zur Staubabscheidung dienen Gewebefilter oder Elektrofilter. Bei Gewebefiltern wirkt der an den Geweben aufgebaute Filterkuchen als zusätzlicher Adsorptionsreaktor. Gewebefilter zeichnen sich auch bei Feinstaub durch eine hohe Abscheideleistung aus.

Um die Vermischung von Flugasche mit den Rückständen der (halb)trockenen Abgasreinigung zu vermindern, können Vorabscheider für Staub (z. B. Zyklone) vor der Kalkeindüsung angeordnet werden.

Nasse Abgasreinigungsverfahren

Bei Abfallverbrennungsanlagen werden üblicherweise zweistufige Nasswäscher eingesetzt.

Primärmaßnahmen zur Minderung von NO_x

Die Bildung von NO_x im Feuerraum hängt im Wesentlichen von drei Parametern ab:

- Temperatur,
- Sauerstoffgehalt,
- Stickstoff im Brennstoff.



NO_x-arme Brenner

Die durch Brenner verursachten Stickoxidemissionen sind bei Wirbelschichtanlagen unbedeutend, da die Brenner im stationären Normalbetrieb nicht verwendet werden. Sie dienen lediglich zum An- und Abfahren.

Gestufte Verbrennung

Bei Wirbelschichtanlagen mit mehreren Sekundärluftebenen kann das Prinzip der gestuften Verbrennung eingesetzt werden. Dabei wird bewusst in einer ersten Verbrennungszone unterstöchiometrisch Luft zugegeben. In diesem Bereich wird die Bildung von Stickoxiden vermindert. Eine geringfügige Reduzierung des über die Primärfeuerung bereits gebildeten NO_x ist ebenfalls denkbar. Der endgültige Ausbrand findet erst in der anschließenden Ausbrandzone statt, wo Sauerstoffüberschuss eingestellt wird.

Sekundärmaßnahmen zur Minderung von NO_x

Selektive Nicht Katalytische Reduktion (SNCR-Verfahren)

Dieses Verfahren ist generell einsetzbar, sofern ein Temperaturbereich von 800–1.000 °C erreicht wird.

Selektive Katalytische NO_x-Reduktion (SCR-Verfahren)

Katalytische Anlagen werden hauptsächlich zur NO_x-Minderung und zur Oxidation organischer Bestandteile in Abgasen eingesetzt.

Die SCR-Anlage kann in Reingas- oder in Rohgasschaltung angeordnet sein.

In Österreich sind nach Wirbelschichtanlagen zur alleinigen Abfallverbrennung ausschließlich SCR-Anlagen in der Reingasschaltung in Betrieb (z. B. AVE-Reststoffverwertung Lenzing, ABRG-Arnoldstein, TRV Niklasdorf).

Maßnahmen zur Minderung erhöhter CO-Emissionen

Kohlenmonoxid entsteht aus dem Kohlenstoff der Brennstoffe bei unvollständiger Verbrennung. Die Qualität des Ausbrandes der Abgase – und damit die Emissionen von CO und Kohlenwasserstoffen – hängen im Wesentlichen von folgenden Parametern ab:

- Sauerstoffversorgung,
- Temperatur,
- Vermischung von Brennstoff und Sauerstoff,
- Verweilzeit.

Eine ausreichende Versorgung mit Sauerstoff ist durch die Feuerungsleistungsregelung sicherzustellen. Bei einfachen Regelungen erfolgt die Luftzufuhr über eine einfache O₂-Regelung. Bei komplexen Systemen werden Laständerungen, Heizwert, Kesselleistung und Brennstoffzufuhr im System mitberücksichtigt.

Die Temperatur im Feuerraum kann durch Feuerraum-Auslegung, Rezirkulationsgas, Luftvorwärmung, Luftüberschuss und Brennstoffmix geregelt werden. Vor allem durch den Einsatz von Rezirkulationsgas und Luftvorwärmung können bei Wirbel-

schichtanlagen Brennstoffe mit einem breiten Heizwertband eingesetzt werden. Insbesondere bei der Mitverbrennung von Klärschlamm ist die Einstellung einer geeigneten Brennstoffmischung zur Sicherung der ausreichenden Verbrennungstemperatur von Bedeutung.

Brennstoff wird teilweise im Wirbelbett verbrannt und teilweise nur in brennbare Gase umgesetzt. Der Ausbrand der Abgase erfolgt im Feuerraum über dem Wirbelbett. Für die Qualität des Ausbrandes ist daher die Durchmischung der aus dem Wirbelbett aufsteigenden Gase mit der eingeblasenen Sekundärluft neben der ausreichenden Luftversorgung der wesentliche Einflussfaktor.

Zusammenfassende Darstellung der Wirbelschicht-Kesselanlagen

Allgemeine Verfahrensbeschreibung

In den Betrieben der österreichischen Papier- und Zellstoffindustrie sind derzeit Anlagen mit stationärer, intern und extern zirkulierender Wirbelschicht in Betrieb.

Die Feuerungsanlagen verfügen in den meisten Fällen (z. B. Mondi Packaging, Lenzing 1 K7, UPM Kymmene) über die notwendigen Einrichtungen zur Feuerungsleistungsregelung. Bei einigen (älteren) Anlagen sind Feuerungsleistungsregelung, Luft- und Rauchgasrezirkulationssystem noch optimierbar.

Bei den meisten Anlagen beschränkt sich die Abgasreinigung auf Adsorption und Entstaubung.

Nasse und katalytische Rauchgasreinigungsanlagen werden bei den beschriebenen Anlagen nicht eingesetzt. Nicht katalytische Entstickungsanlagen sind fallweise installiert.

Die in der Papierindustrie eingesetzten Wirbelschichtkessel dienen hauptsächlich der Bereitstellung der Grundlast. In vielen Fällen sind Entnahme-Kondensationsturbinen oder Gaskessel zur raschen Ausregelung von Lastwechseln vorgesehen.

Umwelttechnische Verbesserungspotenziale

Vorbehandlung der Brennstoffe und Abfälle

Die Vorbehandlung der Brennstoffe und Abfälle ist auf den jeweiligen Bedarf der Kessel abgestimmt. Klärschlämme werden meist nur in entwässerter Form mitverbrannt. Obwohl eine deutliche Verbesserung der Energieausbeute durch Trocknung erreichbar wäre, scheitert die Umsetzung in den meisten Fällen an der geringen Differenz der Bewertung der Kosten von Hoch- und Niederdruckdampf.

Feuerung und Kessel

Durch die Feuerung können Emissionen von NO_x , CO und org. C wesentlich beeinflusst werden.

Einige Anlagen verfügen bereits über einen hohen Standard der Feuerungsleistungsregelung und der Luftführung. Dennoch besteht bei den meisten Anlagen noch ein Optimierungspotenzial. Sowohl Primärmaßnahmen zur NO_x -Minderung als auch Maßnahmen zur Minderung von CO- und org. C-Emissionen können mit – im Vergleich zu Abgasreinigungsanlagen – geringen Investitionen umgesetzt werden.



Abgasreinigungsanlagen

Für Entstaubung und Adsorption sind bei fast allen Anlagen optimierte Verfahren eingesetzt; die Schadstoffemissionen liegen daher bereits auf einem sehr geringen Niveau. Weitergehende Abgasreinigungsanlagen sind bei Abfallverbrennungsanlagen erprobt.

Deutliche Minderungen der Emissionen von NO_x sind bei Einsatz von katalytischen und nicht katalytischen Anlagen (allerdings mit entsprechendem Aufwand) erreichbar.

Einbindung in Gesamtenergiesysteme

Die in der Papierindustrie eingesetzten Wirbelschichtkessel dienen hauptsächlich der Bereitstellung der Grundlast. Hochdruckdampf wird über Turbinen verstromt, der Wärmebedarf wird mit Niederdruckdampf auf möglichst niedrigem Enthalpieniveau gedeckt. Deutliche Verbesserungspotenziale im Hinblick auf die Wirbelschichtkessel sind derzeit nicht feststellbar.

Referenzwerte für die Ermittlung von Minderungspotenzialen

Aufgrund der relevanten Passagen in den drei BAT-Referenz Dokumenten "Pulp and Paper", "Large Combustion Plants" und "Waste Incineration" werden für die Berechnung von Minderungspotenzialen folgende Referenzwerte herangezogen:

NO_x

- Szenario 1: 200 mg/Nm^3 (bezogen auf 6 % O_2).

Begründung: Dieser Wert ist mit geeigneten Primärmaßnahmen und optimierter Feuerungsleistungsregelung und Luftführung für alle Anlagengrößen und Brennstoffe/Abfälle erreichbar.

- Szenario 2: 150 mg/Nm^3 (bezogen auf 6 % O_2).

Begründung: Berücksichtigung der BAT-Dokumente "Pulp and Paper", "Large Combustion Plants" und "Waste Incineration" und des Einsatzes verschiedener Brennstoffe und der Mitverbrennung von Abfällen. Bei einigen Anlagen ist dieser Wert unter Umständen nur mit einer Kombination von Primär- und Sekundärmaßnahmen (SNCR) zu erreichen. Mittels SNCR ist eine Reingaskonzentration von 150 mg/Nm^3 auch bei Einsatz von trockenem Holz und Kohle erreichbar.

Staub

Für die Berechnung von Minderungspotenzialen werden folgende Referenzwerte herangezogen:

- Szenario 1: 15 mg/Nm^3 (bezogen auf 6 % O_2).

Begründung: Dieser Wert entspricht den oberen BAT-Werten für den Einsatz von Kohle und Biomasse in Großfeuerungsanlagen und wird mittels Elektro- und Gewebefilter erreicht.

- Szenario 2: 5 mg/Nm³ (bezogen auf 6 % O₂).

Begründung: Dieser Wert entspricht den unteren BAT-Werten für den Einsatz von Kohle und Biomasse in Großfeuerungsanlagen und wird mittels Elektro- und Gewebefilter erreicht.

Technische Minderungspotenziale

NO_x

In Tabelle Z 10 werden die technischen Minderungspotenziale der Wirbelschichtkessel dargestellt. Für die Berechnung der Potenziale wurden die Emissionen gegebenenfalls auf einen Sauerstoffgehalt von 6 % normiert. Die Emissionsfrachten und die Minderungspotenziale wurden anhand der angegebenen Konzentrationen, der spezifischen Rauchgasvolumina und einer angenommenen jährlichen Betriebszeit von 8.000 h (mit Ausnahme der Anlage der UPM Kymmene) errechnet.

Tabelle Z 10: Technische Minderungspotenziale der Wirbelschichtkessel für NO_x.

Anlage	Emission (mg/Nm ³)	Emission (t/a)	Minderungspotenzial (t/a)
Mondi Packaging AG (61 MW; 13 % O ₂) ¹⁾	191	267	Szenario 1 (200): 118 Szenario 2 (150): 155
Hamburger (63 MW; 6 % O ₂) ²⁾	280	157	Szenario 1 (200): 45 Szenario 2 (150): 73
Lenzing AG 1 K7 (104 MW; 11 % O ₂)	152	243	Szenario 1 (200): 30 Szenario 2 (150): 83
Sappi Austria K11 (133 MW; 6 % O ₂)	178	185	Szenario 1 (200): 0 Szenario 2 (150): 29
Sappi Austria RVA (25 MW; 11 % O ₂)	255–368	143–206	Szenario 1 (200): 68–131 Szenario 2 (150): 87–150
Norske Skog (15 MW; 11 % O ₂)	260	88	Szenario 1 (200): 43 Szenario 2 (150): 54
UPM Kymmene Austria (48 MW; 11 % O ₂)	153	202	Szenario 1 (200): 26 Szenario 2 (150): 70

¹⁾ Da als Hauptbrennstoff Rinde eingesetzt wird, wird ein O₂-Gehalt von 13 % angenommen.

²⁾ Laut Angaben der Betreiber soll die Anlage umgerüstet werden: geplant ist die Verbesserung des Ausbrandes, eine Senkung der CO-Emissionen und die Installation einer SNCR.

In Summe ergibt sich ein technisches Minderungspotenzial von **330–393 t/a** für das Szenario 1 und von **551–614 t/a** für das Szenario 2.

Es sei erwähnt, dass diese technischen Potenziale auf Basis allgemein erreichbarer Emissionswerte – ohne genaue Kenntnis der einzelnen Wirbelschichtkessel – errechnet wurden. Bei einzelnen Anlagen kann aufgrund von örtlichen Gegebenheiten die Realisierung der Minderungspotenziale erschwert oder gar unmöglich sein (z. B. nur durch Anlagenneubau realisierbar). Weitere Restriktionen können sich aus ökonomischen Gründen ergeben.



Staub

In Tabelle Z 11 werden die technischen Minderungspotenziale der Wirbelschichtkessel dargestellt. Für die Berechnung der Potenziale wurden die Emissionen gegebenenfalls auf einen Sauerstoffgehalt von 6 % normiert. Die Emissionsfrachten und die Minderungspotenziale wurden anhand der angegebenen Konzentrationen, der spezifischen Rauchgasvolumina und einer angenommenen jährlichen Betriebszeit von 8.000 h (mit Ausnahme der Anlage der UPM Kymmene) errechnet.

Tabelle Z 11: Technische Minderungspotenziale der Wirbelschichtkessel für Staub.

Anlage	Emission (mg/Nm ³)	Emission (t/a)	Minderungspotenzial (t/a)	
Mondi Packaging AG (61 MW; 13 % O ₂) ¹⁾	16	22	Szenario 1 (15):	11
			Szenario 2 (5):	19
Hamburger (63 MW; 6 % O ₂) ²⁾	4	2	Szenario 1 (15):	0
			Szenario 2 (5):	0
Lenzing AG 1K7 (104 MW; 11 % O ₂)	8,4	13	Szenario 1 (15):	1
			Szenario 2 (5):	9
Sappi Austria K11 (133 MW; 6 % O ₂)	22	23	Szenario 1 (15):	7
			Szenario 2 (5):	18
Sappi Austria RVA (25 MW; 11 % O ₂)	31,7–38	18–21	Szenario 1 (15):	12–16
			Szenario 2 (5):	16–19
Norske Skog (15 MW; 11 % O ₂)	1	0,3	Szenario 1 (15):	0
			Szenario 2 (5):	0
UPM Kymmene Austria (48 MW; 11 % O ₂)	2	3	Szenario 1 (15):	0
			Szenario 2 (5):	0

¹⁾ Da als Hauptbrennstoff Rinde eingesetzt wird, wird ein O₂-Gehalt von 13 % angenommen.

²⁾ Laut Angaben der Betreiber soll die Anlage umgerüstet werden: geplant ist die Verbesserung des Ausbrandes, eine Senkung der CO-Emissionen und die Installation einer SNCR.

In Summe ergibt sich ein technisches Minderungspotenzial von **31–35 t/a** für das Szenario 1 und von **62–65 t/a** für das Szenario 2.

Es sei erwähnt, dass diese technischen Potenziale auf Basis allgemein erreichbarer Emissionswerte – ohne genaue Kenntnis der einzelnen Wirbelschichtkessel – errechnet wurden. Bei einzelnen Anlagen kann aufgrund von örtlichen Gegebenheiten die Realisierung der Minderungspotenziale erschwert oder gar unmöglich sein (z. B. nur durch Anlagenneubau realisierbar). Weitere Restriktionen können sich aus ökonomischen Gründen ergeben.

Abschätzung spezifischer Kosten für Umwelttechnische Verbesserungspotenziale

Feuerung und Kessel

Die Kosten für Feuerungstechnologien bei Wirbelschichtkesseln und Laugenverbrennungskessel sind in Tabelle Z 12 angegeben.

Tabelle Z 12: Feuerungstechnologien und Kosten in WSK und LVK.

Verfahren	Technologien	Kosten
	Vorbehandlung der Brennstoffe	keine Angabe
	Neuanlage: Feuerungsleistungsregelung mit Leitsystem	50.000– 500.000 €
	bestehende Anlage: Feuerungsleistungsregelung mit Leitsystemnachrüstung	300.000– 2.000.000 €
Wirbelschicht- kessel	Nachrüstung Sekundärluftsystem (für 40 MW BWL)	ca. 200.000 €
Laugen- verbrennungs- kessel	Einblasen von Oberluft für 250 kt/a gebleichten Zellstoff	1,7 Mio. €
	für 500 kt/a gebleichten Zellstoff	2,3 Mio. €

Abgasreinigungsverfahren

Hinsichtlich der Kosten für sekundäre Minderungsmaßnahmen bestehen nur geringe Unterschiede zwischen Laugenverbrennungskesseln und Wirbelschichtanlagen.

Die Kosten einer Technologie zur Emissionsminderung setzen sich im Wesentlichen aus folgenden Positionen zusammen:

- Rückzahlung für die Investition,
- zum Durchsatz proportionale Betriebskosten (z. B. Chemikalienbedarf, Entsorgung der Rückstände),
- Kosten für Wartung und Reinvestitionen,
- Personalkosten und
- sonstige Fixkosten, wie Verwaltung und Versicherung.

Grundsätzlich ist zu berücksichtigen, dass die wesentlichen Einflussgrößen auf Investitionen und Betriebskosten die Abgasmengen, die vorgesehenen Technologien und die abzuscheidenden Frachten sind.

Um einen Überblick über die unterschiedlichen Anlagengrößen zu geben, werden Anlagen mit einer Brennstoffwärmeleistung von 40, 60 und 100 MW betrachtet. Für die Rauchgasmenge wurde einheitlich ein spezifischer Wert von 1.200 Nm³/h trockenes Abgas je MW Brennstoffwärmeleistung angenommen. Dieser Wert wird bei Brennstoffen mit geringem Wassergehalt und einem Luftüberschuss von ca. 30 % erreicht. Brennstoffe mit höherem Wassergehalt erzeugen höhere spezifische Rauchgasmengen.

Minderung von NO_x

Primärmaßnahmen zur NO_x-Minderung sind in die Feuerung integriert. Konkrete Kosten können daher kaum abgeleitet werden.

Da bei der gestuften Verbrennung mehr Verbrennungsluft über die üblicherweise mit geringerem Vordruck eingeblasene Sekundärluft eingebracht wird, ist eher mit einer geringfügigen Einsparung an Energie gegenüber einer Feuerung ohne Primärmaßnahmen zu rechnen. Betriebsmittel werden bei diesem Verfahren nicht verwendet, Rückstände fallen nicht an. Je nach Brennstoff und Temperaturführung der Feuerung kann mit Primärmaßnahmen eine Minderung um bis zu ca. 200 mg/Nm³ erreicht werden. Da diese Maßnahme einen wesentlichen Eingriff in die Feuerung darstellt,



ist eine Nachrüstung bei bestehenden Anlagen nicht immer möglich. Als Nachrüstmaßnahmen können Veränderungen in der Luftführung – wie zusätzliche Sekundärluftebenen, eine Rauchgasrezirkulation und Verbesserungen in der Feuerungsleistungsregelung – vorgenommen werden. Die dabei anfallenden Investitionen liegen deutlich unter jenen von SNCR-Anlagen. Aufgrund der unterschiedlichen Maßnahmen können keine konkreten Zahlen angegeben werden.

Nicht katalytische Anlagen sind ebenfalls in die Feuerung zu integrieren. Als wesentliche Positionen für die Kosten sind Errichtung und Betrieb einer Lager- und Dosierstation für Ammoniak in wässriger Lösung oder Harnstoff zu werten. Zur Sicherung einer optimierten Reaktionstemperatur ist häufig ein Eingriff in die Feuerungsleistungsregelung notwendig. Da ein Teil des eingedüsten Ammoniaks zu Stickoxiden verbrennt und wiederum reduziert werden muss, ist ein gegenüber dem stöchiometrischen Bedarf um den Faktor 1,5 bis 2 erhöhter Einsatz vorzusehen.

Katalytische Anlagen sind derzeit nur bei (überwiegendem) Einsatz von Abfällen in Betrieb. Aufgrund der hohen Fracht an Chloriden und Staub im Rohgas ist eine Rohgasschaltung nicht zu empfehlen, obwohl dieses Verfahren kostengünstiger erscheint. Für die Kostenbetrachtung wird von einer Reingasschaltung mit Aufheizung der entstaubten Abgase durch einen Dampfwärmetauscher ausgegangen. Neben den Investitions- und Wartungskosten sind die wesentlichen Positionen die Kosten für Wiederaufheizung, Katalysatortausch, Ammoniakwasser und elektrische Energie.

Mit SCR-Anlagen sind Reingaswerte von 30 mg/Nm^3 (Abfallverbrennungsanlagen, bezogen auf 11 % O_2) bzw. $70\text{--}100 \text{ mg/Nm}^3$ (Laugenverbrennungskessel nach dem Sulfitverfahren, bezogen auf 5 % O_2) erreichbar. Reingaswerte von Anlagen mit SNCR-Anlagen liegen derzeit im Bereich zwischen 100 und 300 mg/Nm^3 . Die in den Tabellen angegebenen abzuschneidenden NO_x -Konzentrationen wurden für unterschiedliche Verfahren gleich hoch gewählt, um die unterschiedlichen spezifischen Kosten zu zeigen. Nimmt man für die SCR-Technologie eine höhere abgeschiedene Menge an, die dem technischen Potenzial entspricht (z. B. $0,45 \text{ g/Nm}^3$), so sinken die spezifischen Kosten pro Tonne NO_x auf ca. 70 % der in Tabelle Z 13 angegebenen Werte.

Die spezifischen Kosten, bezogen auf Dampf, sind von der Menge an abgeschiedenem NO_x unabhängig.



Tabelle Z 13: Kosten einer SCR-Anlage in Abhängigkeit vom Rauchgasvolumen.

KATALYTISCHE RAUCHGASREINIGUNG				
Brennstoffwärmeleistung	MW	40	60	100
abzuscheidende NO _x -Konzentration	g/Nm ³	0,30	0,30	0,30
erzeugte Dampfmenge (65 bar, 450 °C)	t/h	47	71	118
Abgasmenge	Nm ³ /h tr.	48.000	72.000	120.000
Betriebskosten (el. Energie, Wiederaufheizung, NH ₄ OH-Verbrauch, Wartung, Katalysatorverschleiß)	€/t Dampf	0,48	0,47	0,47
Investition	€	1.050.000	1.400.000	2.000.000
jährliche Rückzahlung ¹⁾	€/a	108.111	144.148	205.926
spezifische Kosten	€/t Dampf	0,29	0,26	0,22
spezifische Kosten, bezogen auf Dampf²⁾	€/t Dampf	0,77	0,73	0,69
spezifische Kosten, bezogen auf NO_x, gerechnet als NO₂²⁾	€/t NO_x	2.509	2.394	2.264

¹⁾ Berechnung auf Basis eines Zeitraumes von 15 Jahren und einem Zinssatz von 6 %.

²⁾ Nimmt man für die SCR-Technologie eine höhere abgeschiedene Menge an, die dem technischen Potenzial entspricht (z. B. 0,45 g/Nm³), so sinken die spezifischen Kosten pro Tonne NO_x auf ca. 70 % der angegebenen Werte.

Tabelle Z 14: Kosten einer SNCR-Anlage in Abhängigkeit vom Rauchgasvolumen.

NICHT KATALYTISCHE RAUCHGASREINIGUNG				
Brennstoffwärmeleistung	MW	40	60	100
abzuscheidende NO _x -Konzentration	g/Nm ³	0,30	0,30	0,30
erzeugte Dampfmenge (65 bar, 450 °C)	t/h	47	71	118
Abgasmenge	Nm ³ /h tr.	48.000	72.000	120.000
Betriebskosten (el. Energie, NH ₄ OH-Verbrauch, Wartung)	€/t Dampf	0,21	0,18	0,17
Investition	€	700.000	800.000	1.000.000
jährliche Rückzahlung ¹⁾	€/a	72.074	82.370	102.963
spezifische Kosten	€/t Dampf	0,19	0,15	0,11
spezifische Kosten, bezogen auf Dampf	€/t Dampf	0,40	0,32	0,28
spezifische Kosten, bezogen auf NO_x, gerechnet als NO₂	€/t NO_x	1.304	1.051	908

¹⁾ Berechnung auf Basis eines Zeitraumes von 15 Jahren und einem Zinssatz von 6 %.

Minderung von Staubemissionen

Bei Wirbelschichtanlagen sind nicht nur die bei der Verbrennung anfallende Asche- fracht, sondern auch der Überschuss von eingebrachtem Adsorptionsmittel und die Rückstandsprodukte aus Adsorptionsvorgängen abzuscheiden. Bei den Investitionen sind daher das Entstaubungsaggregat selbst, als auch sämtliche Nebenanlagen wie Silos, Staubförderanlagen und – bei Anlagen mit Adsorption – Dosieranlagen berücksichtigt. Die Betriebskosten setzen sich im Wesentlichen aus Kosten für die elektrische Energie, aus den Entsorgungskosten des abgeschiedenen Staubes und aus den Kosten für Adsorptionsmittel zusammen.



Als Entstaubungsaggregate werden Elektrofilter und Gewebefilter verwendet. Mit Elektrofiltern werden Reingaswerte von 5–15 mg/Nm³ erreicht. Bei Gewebefiltern liegen die Reingaswerte unter 5 mg/Nm³. Die wesentlichen Kostenpositionen sind in Tabelle Z 15 und Tabelle Z 16 angeführt.

Tabelle Z 15: Kosten für die Staubminderung mittels Elektrofilter in Abhängigkeit vom Rauchgasvolumen (TBU STUBENVOLL 2004).

STAUBMINDERUNG MITTELS ELEKTROFILTER				
Brennstoffwärmeleistung	MW	40	60	100
abzuscheidende Staub-Konzentration	g/Nm ³	10,0	10,0	10,0
erzeugte Dampfmenge (65 bar, 450 °C)	t/h	47	71	118
Abgasmenge	Nm ³ /h tr.	48.000	72.000	120.000
Betriebskosten (el. Energie, Wartung)	€/t Dampf	0,11	0,11	0,10
Investitionen	€	1.000.000	1.400.000	2.100.000
jährliche Rückzahlung ¹⁾	€/a	102.963	144.148	216.222
spezifische Kosten	€/t Dampf	0,27	0,26	0,23
spezifische Kosten, bezogen auf Dampf	€/t Dampf	0,38	0,36	0,33
spezifische Kosten, bezogen auf Staub	€/t Staub	37,6	35,5	32,5

¹⁾ Berechnung auf Basis eines Zeitraumes von 15 Jahren und einem Zinssatz von 6 %.

Tabelle Z 16: Kosten für die Staubminderung mittels Gewebefilter in Abhängigkeit vom Rauchgasvolumen (TBU STUBENVOLL 2004).

STAUBMINDERUNG MITTELS GEWEBEFILTER				
Brennstoffwärmeleistung	MW	40	60	100
abzuscheidende Staub-Konzentration	g/Nm ³	10,0	10,0	10,0
erzeugte Dampfmenge (65 bar, 450 °C)	t/h	47	71	118
Abgasmenge	Nm ³ /h tr.	48.000	72.000	120.000
Betriebskosten (el. Energie, Wartung, Verschleiß)	€/t Dampf	0,21	0,20	0,19
Investitionen	€	1.000.000	1.400.000	2.100.000
jährliche Rückzahlung ¹⁾	€/a	102.963	144.148	216.222
spezifische Kosten	€/t Dampf	0,27	0,26	0,23
spezifische Kosten, bezogen auf Dampf	€/t Dampf	0,48	0,45	0,42
spezifische Kosten, bezogen auf Staub	€/t Staub	46,7	44,5	41,5

¹⁾ Berechnung auf Basis eines Zeitraumes von 15 Jahren und einem Zinssatz von 6 %.

SUMMARY

General Overview

The present study gives an overview of NO_x and dust emissions of the Austrian pulp and paper industry. Two kinds of steam boilers are being described in greater detail: **recovery boilers** and **fluidised bed boilers** for the combustion of sludges, bark, coal, and wastes. The major part of the necessary process energy is generated in these two boiler types.

The study gives particular emphasis to emission reduction technologies and their costs. In terms of reference, data from the BAT reference documents of the European Commission (BREF PULP AND PAPER 2001, BREF LARGE COMBUSTION PLANTS 2005, BREF WASTE INCINERATION 2005) as well as data of Austrian and Swedish enterprises have been used.

Plants in Austria

In 2003, pulp and paper were produced in a total of 30 enterprises, with six plants producing the pulp required for the company's own paper production. These six sites are thus to be considered integrated sites.

In Austria, three pulp production plants operate on the basis of sulphate pulping: Mondi Packaging AG, Nettingsdorfer Papierfabrik AG und Zellstoff Pöls AG.

Four sites use the sulphite pulping process, with magnesium oxide as a pertinent base. Three facilities (Lenzing AG, M-Real Hallein AG, Mondi Business Paper Austria AG) apply the acid magnesium bisulphite process, one plant (Sappi Austria) the neutral magnesium bisulphite process.

The Austrian pulp and paper producers operate seven fluidised bed boilers with an overall rated thermal input of about 450 MW. Combustion fuels are mostly hard coal and lignite, bark, waste wood, biogas, and various sludges.

Emissions of the Paper and Pulp Industry

With 4,754 tons of NO_x, the pulp and paper industry had a 2.1% share in the overall Austrian emissions in 2003 and a share of 21.0% in the emissions of the Austrian industries. About 77% of the NO_x emissions of the Austrian pulp and paper industry are emitted by recovery boilers and fluidised bed boilers.

The overall installed rated thermal input of steam boiler plants is about 3,100 MW (SAPPI 2003, M-REAL 2005, UPM KYMMENE 2006, UMWELTBUNDESAMT 2004). In addition, several operators hold relatively large reserve boilers.

The rated thermal input of all recovery boilers (including spare boilers their number is twelve) amounts to approximately 39% of the overall installed rated thermal input; fluidised bed boilers (currently, seven fluidised bed boilers are in operation) have a share of about 15%. For the share of the various combustion plants in NO_x and dust emissions confer Table S 1.

Table S 1: *NO_x emissions from combustion plants in 2002 (AUSTROPAPIER 2003, data as provided by operators).*

Combustion plants (2002)	NO _x emission		Dust emission	
	Load (t/a)	Share of overall emissions (%)	Load (t/a)	Share of overall emission (%)
recovery boilers –sulphate process	821	19	87	25
recovery boilers – sulphite process	1,161	27	160	46
fluidised bed boilers	1,336	31	82	23
other combustion plants	1,003	23	21	6
total emissions	4,321	100	350	100

Recovery Boilers

The production of pulp and paper is a process consuming high quantities of raw materials and energy; on account of the diversity of raw materials used as well as products produced, various different technologies are applied.

In order to produce pulp, wood has to be chemically disintegrated. There are two main processes to serve this purpose – sulphate pulping, and sulphite pulping. The resulting spent lye (black liquor) is burnt in special recovery boilers. Thus, the pulping chemicals are recovered and the energy content of the dissolved raw material is used.

Sulphate Pulping

Sulphate pulping has proved to be the leading technology for the pulping of biomass for pulp production. Worldwide, new plants are almost exclusively based on this technology.

Black liquor is injected through nozzles into the recovery boiler. The specific construction of the combustion chamber allows a reducing environment at high temperatures to form in the lower part. Elementary sodium evaporates, which then reduces various sulphur compounds in the upper combustion chamber, whereupon it precipitates as sodium sulphide (Na₂S). Consequently, a melt of mainly sodium carbonate (Na₂CO₃) and Na₂S forms at the boiler bottom, which is then drawn off and further processed.

The combustion process can be divided into three stages: At the first stage, the black liquor is burnt in a highly reducing atmosphere under oxygen deficiency, allowing the pulping chemicals – in particular sodium sulphide – to form anew. The make-up to cover the losses of sulphur with sodium sulphate is also reduced at this stage.

At the second and third stage, further combustion air (secondary and tertiary air) is gradually added in order to guarantee the burnout of the flue gases formed. Also at these stages, the various classes of “odorous gases” are used as combustion air and thus thermally treated.

Dust extraction is achieved via electrostatic precipitators, owing to the fact that fabric filters cannot be used on account of the nature of the dust (sodium sulphate). The precipitated dust is transported to pre-boiler chemical recovery.

After dust extraction, the flue gases are transported either via an induced draught ventilator direct to the stack or further cleaned in a one or multi-stage wet scrubber.

The separation performance of wet scrubbers depends on particle size as well as on the dimension (and thus pressure loss) and fresh water admission of the last mist eliminator.

In sulphate boilers, the particle size allows a good separation performance of the electrostatic precipitator; no aerosols are formed during combustion. The dimension and fresh water admission of the last mist eliminator are purely economical factors in terms of the basic layout of a plant.

In two out of three Austrian pulp plants operating on the basis of the sulphate process, the recovery boilers are equipped with two-stage dust removal facilities (electrostatic precipitators and wet scrubbers). In these plants, the dust concentration in the clean gas is between 2 and 40 mg/Nm³ (oxygen content about 3%, dry flue gas), with the clean gas content depending on the capacity of the wet scrubber. The third facility is equipped with a three-field electrostatic precipitator and achieves emissions in the range of 26–36 mg/Nm³ (oxygen content about 3%, dry flue gas).

In Austrian plants, the level of nitrogen oxide emissions from sulphate pulping ranges between 150 and 220 mg/Nm³ (oxygen content: 5%). These values are exclusively achieved on account of the process-related multi-stage combustion mode.

In well-dimensioned plants, the values for CO (parameter for the burnout of flue gases) currently range between 15 and 50 mg/Nm³. Further reductions of NO_x emissions through means of combustion technology entail the risk of higher CO emissions.

Available NO_x Emission Reduction Technologies

Injection of Over Fire Air

In Swedish plants, a reduction of emissions under normal operating conditions (135 mg/Nm³; oxygen content: 8%) to emissions of 80–90 mg/Nm³ was achieved after the injection of top air. To avoid increased CO and C_{org} emissions, combustion conditions have to be checked and controlled meticulously.

A potential disadvantage of this technology is a limitation of the flexibility of air supply on the first three levels, given the fact that the amount of air admitted per level is significantly reduced.

Secondary Reduction Measures – Selective Non-Catalytic Reduction (SNCR)

This process – which operates on the principle of NO_x reduction through injection of ammonia or urea (in aqueous solution) under high temperatures – can currently not be applied for sulphate boilers because it would result in an accumulation of ammonium sulphate and, eventually, release of ammonia.

Secondary Reduction Measures – Selective Catalytic Reduction (SCR)

In this process, the reduction of nitrogen oxides is achieved through adequate reductants (generally ammonia in aqueous solution) at low temperatures (about 200–350 °C) via a catalyst.

However, following dust extraction, even after wet scrubbing, components (even though at low concentrations) that irreversibly damage the catalyst remain in the flue gas: alkali sulphate, hydrogen sulphide, and low-molecular organic sulphur compounds. At this point, we do not know of any reference plant applying the catalytic process.

BAT for Emissions Reduction

In terms of achievable values for NO_x emissions from recovery boilers, Chapter BAT (BREF PULP AND PAPER 2001) gives the following values: 80–120 mg NO_x/Nm³ (corresponding to 40–60 mg NO_x/MJ) and 0.7–1.1 kg NO_x/t of pulp produced (adt).

BAT allows for achieving dust emissions of 30–50 mg/Nm³. Modern plants achieve these values by means of electrostatic precipitators, older plants by means of electrostatic precipitator and wet scrubbing. Modern plants equipped with electrostatic precipitators and wet scrubbers are able to achieve 15 mg/Nm³ via improved dimensioning of the scrubber.

All BAT values are given as daily mean values and refer to an oxygen content of 5%.

No BAT values are given for CO emissions.

Remark

The revision of the BREF “Pulp and Paper” started in November 2006 with the kick-off meeting of the Technical Workgroup in Seville. Industry speakers reported that the BAT values cited above were not achieved by all recovery boilers, even if the suitable technologies had been installed.

For the abatement of NO_x the following parameters have been identified as crucial:

- Treatment of weak and strong gases: These can be incinerated in either the recovery boiler, the lime kiln or in a specifically dedicated boiler.
- content of dry substance of the black liquor;
- nitrogen content of the black liquor (depending on the nitrogen content of the wood and the kappa number);
- size and geometry of the boiler (whether a fourth air layer can be introduced depends on the geometry);
- load factor of the boiler;
- ratio of CO to NO_x emissions.

As part of the BREF revision the influence of these parameters on the NO_x-emissions of recovery boilers will be investigated. A detailed definition of the BAT associated emission values will be given. The revision of the BAT document is scheduled for the year 2008.



Reference Values for Calculating Reduction Potentials

Table S 2 and Table S 3 list reference values for NO_x and dust used for the calculation of the various scenarios.

Table S 2: Reference values calculating reduction potentials for NO_x emissions.

	NO _x concentration (mg/Nm ³)	Comment
Scenario Sulphate 1	150	achieved in Austria by means of primary measures (dmv, 5% O ₂)
Scenario Sulphate 2	120	upper BAT value (dmv, 5% O ₂)
Scenario Sulphate 3	80	lower BAT value (dmv, 5% O ₂)

dmv daily mean value

Table S 3: Reference values for calculating reduction potentials for dust emissions.

	Dust concentration (mg/Nm ³)	Comment
Scenario Sulphate 1	50	upper BAT value (dmv, 5% O ₂)
Scenario Sulphate 2	30	lower BAT value (dmv, 5% O ₂)
Scenario Sulphate 3	15	in modern plants achievable via electrostatic precipitator and wet scrubber

dmv daily mean value

Technical Reduction Potentials

When the reference values are applied to the individual plants, the reduction potentials listed in Table S 4 and Table S 5 result for Austrian plants.



Table S 4: Technical reduction potentials of Austrian recovery boilers for NO_x, calculated on the basis of emission data – sulphate pulping.

Plant	Emission (mg/Nm ³)	Emission (t/a) ¹⁾	Reduction potential (t/a) ¹⁾
Nettingsdorfer (93 MW)	200	176	Scenario 1 (150): 44
			Scenario 2 (120): 70
			Scenario 3 (80): 106
Mondi Packaging (80 or 45 MW)	150 or 158	237	Scenario 1 (150): 4
			Scenario 2 (120): 51
			Scenario 3 (80): 112
Pöls (330 MW)	180	408	Scenario 1 (150): 68
			Scenario 2 (120): 136
			Scenario 3 (80): 227

Remark: As part of the BREF revision the influence of the following parameters on the emissions will be investigated:

- treatment of weak and strong gases;
- content of dry substance of the black liquor;
- nitrogen-content of the black liquor;
- size and geometry of the boiler;
- load factor of the boiler;
- ratio of CO to NO_x emissions.

Based on the new findings the BAT associated emission values will be adjusted.

¹⁾ The emission loads and reduction potentials were calculated on the basis of concentrations, specific flue gas volumes, and an assumed annual operating time of 8,400 h.

This results in the following technical reduction potentials for NO_x:

- sulphate process – Scenario 1 (150 mg/Nm³): 116 t/a;
- sulphate process – Scenario 2 (120 mg/Nm³): 257 t/a;
- sulphate process – Scenario 3 (80 mg/Nm³): 445 t/a

Table S 5: Technical reduction potentials of Austrian recovery boilers for dust, calculated on the basis of emission data – sulphate pulping.

Plant	Emission (mg/Nm ³)	Emission (t/a) ¹⁾	Reduction potential (t/a)
Nettingsdorfer (93 MW)	26–36	23–32	Scenario 1 (50): 0
			Scenario 2 (30): 0–5
			Scenario 3 (15): 10–19
Mondi Packaging (80 bzw. 45 MW)	44 or 15	52	Scenario 1 (50): 0
			Scenario 2 (30): 14
			Scenario 3 (15): 29
Pöls (330 MW)	1.4	3	Scenario 1 (50): 0
			Scenario 2 (30): 0
			Scenario 3 (15): 0

¹⁾ The emission loads and reduction potentials were calculated on the basis of concentrations, specific flue gas volumes, and an assumed annual operating time of 8,400 h.

This results in the following technical reduction potentials for dust:

- sulphate process – Scenario 1 (50 mg/Nm^3): 0 t/a;
- sulphate process – Scenario 2 (30 mg/Nm^3): 0–19 t/a;
- sulphate process – Scenario 3 (15 mg/Nm^3): 39–48 t/a.

It ought to be mentioned that the resulting technical potentials were calculated on the basis of generally achievable emission values. In some recovery boilers emissions were not continuously measured. As a result, the emissions measured may deviate from the actual emissions.

It is also important to note the interaction of CO and NO_x emissions. A reduction of NO_x emissions on account of combustion technology measures may entail an increase in CO emissions if the control of combustion conditions is not optimised.

In case of measures that have a negative impact on the efficiency of a facility and thus cause performance losses, with regard to NO_x, the emission situation of the entire site ought to be taken into consideration. Often, performance losses have to be compensated by burning other fuels.

In general – if the calculation of reduction potentials was based on discontinuously measured data – an evaluation of the emission behaviour of the respective recovery boiler (e.g. by continuous measurements) ought to be made.

Sulphite Pulping

Generally, we are observing a decrease in significance of the bisulphite process in pulp manufacturing. Over the last 20 years, no new plant has been constructed on the basis of this type of process. Thus, there are currently no significant new developments in this process chain.

Unlike in sulphate pulping, in sulphite pulping, the combustion of black liquor is a one-stage process: Black liquor is burned under slight excess of oxygen in an oxidising atmosphere. During combustion, the pulping chemicals are split into a solid phase (magnesium oxide in the ash) and a gaseous phase (sulphur dioxide in the flue gas). The valuable substances have to be collected separately and then reunited.

In the sulphite process, black liquor is also burnt in two-stage combustion – mainly, however, to be able to control the NO_x emissions. Yet, oxygen excess is used from the outset in order to guarantee the burnout of the chemicals and to achieve the high temperatures the process requires.

With regard to this process, it is significant that pure magnesium oxide unpolluted with soot particles be obtained in the course of combustion.

The reaction in the combustion chamber takes place above a temperature of about 1,250 °C.

Solid components (magnesium oxide) are separated in an electrostatic precipitator. The capacity of the dust filter ought to guarantee a clean gas content of a maximum of 50 mg/Nm^3 . The separated magnesium oxide dust is slurried and hydrated to magnesium hydroxide. In wet flue gas cleaning, this suspension is used as a scrubbing solution in order to regain the sulphur component of the pulping chemicals.

After dust extraction, the flue gas is transported via a flue gas saturator (injection cooling) into three or multi-stage flue gas scrubbing, in which, in reverse flow to the flue gas current, magnesium hydroxide solution is conducted as a scrubbing medium.

Available Technologies for NO_x Emissions Reduction

Primary (Combustion Technology) Measures

In Austrian plants, the level of nitrogen oxide emissions from sulphite processes without secondary measures ranges between 180 and 350 mg/Nm³ (oxygen content: 5%).

The use of primary combustion technology measures is limited in terms of process requirements – in the combustion chamber, a minimum temperature of 1,250 °C has to be reached in order to guarantee the decomposition of the pulping chemicals. These high temperatures, however, cause an increase in the nitrogen oxide concentration upon leaving the combustion chamber.

Secondary Reduction Measures – Selective Non-catalytic Reduction (SNCR)

On one Austrian site, a recovery boiler was retrofitted with an SNCR facility. This measure allowed a reduction of the nitrogen oxide emission from about 350 mg/Nm³ to an average of about 250 mg/Nm³ (related to 7% O₂ in the flue gas).

Secondary Reduction Measures – Selective Catalytic Reduction (SCR)

Technically, it is possible to apply this nitrogen oxide emissions reduction process after dust extraction (raw gas cycle) and also after wet scrubbing (clean gas cycle). However, we know of no plant that could serve as reference (recovery boiler equipped with SCR) for either principle. Installing an SCR facility would allow a reduction to a clean gas concentration of 70–100 mg/Nm³.

BAT for the Reduction of Emissions from Recovery Boilers after the Sulphite Process

Chapter BAT (BREF PULP AND PAPER 2001) gives the following data for NO_x emission values from recovery boilers achievable with BAT: 200–300 mg NO_x/Nm³ or 1.0–2.0 kg NO_x/adt.

BAT for the reduction of dust emissions is the installation of electrostatic precipitators and wet scrubbers. This technology allows emission values of 5–20 mg/Nm³.

All BAT values are given as daily mean values and relate to an oxygen content of 5%.

No BAT values are given for CO emissions.

Reference Values for Calculating Reduction Potentials

Table S 6 and Table S 7 list the reference values for NO_x and dust used for the calculation of the various scenarios.

Table S 6: Reference values to calculate NO_x reduction potentials.

	Sulphite process (mg/Nm³)	Comment
Scenario Sulphite 1	300	primary measures and/or SNCR; corresponds to upper BAT value (dmv, 5% O ₂)
Scenario Sulphite 2	200	primary measures and/or SNCR; corresponds to lower BAT value (dmv, 5% O ₂)
Scenario Sulphite 3	100	via SCR (dmv, 5% O ₂)

dmv daily mean value

Table S 7: Reference values for calculating dust reduction potentials.

	Sulphite process (mg/Nm³)	Comment
Scenario Sulphite 1	20	upper BAT value (dmv, 5% O ₂)
Scenario Sulphite 2	5	lower BAT value (dmv, 5% O ₂)

Technical Reduction Potentials

When the reference values are applied to the individual plants, the reduction potentials given in Table S 8 and Table S 9 result for Austrian plants.

 Table S 8: Technical NO_x reduction potentials of Austrian recovery boilers calculated on the basis of emissions data – sulphite process.

Plant	Emission (mg/Nm³)	Emission (t/a)¹⁾	Reduction potential (t/a)
Hallein (85 MW)	177–222	193–242	Scenario 1 (300): 0 Scenario 2 (200): 0–24 Scenario 3 (100): 84–133
Mondi Business Paper Austria (21.5 MW)	250	80	Scenario 1 (300): 0 Scenario 2 (200): 16 Scenario 3 (100): 48
Lenzing (155 MW – without reserve)	250 or 352	489	Scenario 1 (300): 46 Scenario 2 (200): 170 Scenario 3 (100): 329
Sappi Austria (123 MW)	234–300	304–390	Scenario 1 (300): 0 Scenario 2 (200): 44–130 Scenario 3 (100): 174–260

¹⁾ The emission loads and reduction potentials were calculated on the basis of concentrations, specific flue gas volumes, and an assumed annual operating time of 8,400 h. Figures have been rounded.

This results in the following overall reduction potentials for NO_x:

- sulphite process – Scenario 1 (300 mg/Nm³): 46 t/a;
- sulphite process – Scenario 2 (200 mg/Nm³): 230–340 t/a;
- sulphite process – Scenario 3 (100 mg/Nm³): 636–771 t/a.



Table S 9: Technical dust reduction potentials of Austrian recovery boilers, calculated on the basis of emissions data – sulphite process.

Plant	Emission (mg/Nm ³)	Emission (t/a) ¹⁾	Reduction potential (t/a)
Hallein (85 MW)	13	14	Scenario 1 (20): 0 Scenario 2 (5): 9
Mondi Business Paper Austria (21.5 MW)	1	0.3	Scenario 1 (20): 0 Scenario 2 (5): 0
Lenzing (155 MW – without reserve)	93 or 45	106 ²⁾	Scenario 1 (20): 74 Scenario 2 (5): 98
Sappi Austria (123 MW)	4.1–30	5–39	Scenario 1 (20): 0–13 Scenario 2 (5): 0–33

¹⁾ The emission loads and reduction potentials were calculated on the basis of concentrations, specific flue gas volumes, and an assumed annual operating time of 8,400 h. Figures have been rounded.

²⁾ Formation of aerosols due to the high potassium content of the wood.

This results in the following technical reduction potentials for dust:

- sulphite process – Scenario 1 (20 mg/Nm³): 74–87 t/a;
- sulphite process – Scenario 2 (5 mg/Nm³): 107–139 t/a.

It ought to be mentioned that the resulting technical potentials were calculated on the basis of generally achievable emission values. In some recovery boilers emissions were not continuously measured. As a result, the emissions measured may deviate from the actual emissions.

It is also important to note the interaction of CO and NO_x emissions. A reduction of NO_x emissions on account of combustion technology measures may entail an increase in CO emissions if the control of combustion conditions is not optimised.

In case of measures that have a negative impact on the efficiency of a facility and thus cause performance losses, with regard to NO_x, the emission situation of the entire site ought to be taken into consideration. Often, performance losses have to be compensated by burning other fuels.

In general – if the calculation of reduction potentials was based on discontinuously measured data – an evaluation of the emission behaviour of the respective recovery boiler (e.g. by continuous measurements) ought to be made.

Fluidised Bed Boilers

In fluidised bed combustion, fuels/wastes are fed into a sand bed fluidised by combustion air. At a temperature range between 750 and 900 °C, the fuels/wastes are transformed with the combustion air into flue gas and ash.

As a rule, with boilers up to 50 MW, stationary fluidised bed combustion is applied, while with boilers above 50 MW, circulating fluidised bed combustion is common.

In terms of fuels, fluidised bed combustion plants may be charged with fossil fuels (brown and hard coal, fuel oil, natural gas), biomass (e.g. bark), as well as internal and external wastes. In addition, sewage sludge may be co-incinerated. In most cases, the energy content of dehydrated sewage sludge just suffices to cover the flue gas losses of the flue gas produced by burning the sewage sludge.

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

- installation of staged combustion to reduce NO_x formation;
- injection of ammonia or ammonia-forming compounds into the combustion chamber (non-catalytic nitrogen oxide reduction);
- guaranteeing sufficient residence time, temperature, and turbulence in the combustion chamber to reduce CO and organic pollutants;
- adding of lime or limestone for desulphurisation.

Depending on their dimension, combustion chambers of fluidised bed plants may be integrated in the boiler or constructed as separately bricked, adiabatic combustion units. There is also a possibility to install in-bed heat transfer surfaces and ash coolers to carry off the heat from combustion. Thus, the following process steps may be applied to control the firing temperature:

- flue gas recirculation;
- controlled circulating ash cooling;
- staged combustion.

On account of the spontaneous burning and the great variety of temperature control options, fluidised bed combustion allows to be dimensioned for broad calorific value bands.

In terms of secondary flue gas cleaning plants, the following facilities are used in Austria, depending on fuel and/or waste as well as legal requirements (by act of law or decree):

- electrostatic precipitators;
- fabric filters (also with lime and active coke injection);
- scrubbers and
- catalytic denitrogenisation facilities (SCR, in waste incineration plants).

In waste incineration plants (e.g. at the facility of Reststoffverwertung Lenzing (residual waste recovery)), the flue gas cleaning systems are dimensioned to cope with the highest possible pollutant concentration, while in many fluidised bed plants of the paper and pulp industry, only dust extraction of the waste gas is undertaken.

Gas Cleaning Processes

Separation of Dust, Acid Gases and Heavy Metals

Dry and Semi-dry Gas Cleaning Processes

Dry and semi-dry processes are mainly used to separate minor pollutant loads. They mostly serve as waste gas cleaning plants for a variety of pollutants such as HCl, HF, SO₂, heavy metals, PCDDs/PCDFs and dust.



These facilities mainly consist of a dry reactor or spray absorber followed by dust separation by means of respective accessory facilities to manipulate adsorbents and separated dust.

Dust is separated by means of fabric filters or electrostatic precipitators. In the case of fabric filters, the filter cake accumulated on the fabrics serves as an additional adsorption reactor. Fabric filters are also characterised by a high separation performance regarding fine dust.

In order to reduce the blending of fly ash with the residues of (semi)dry waste gas cleaning, dust pre-separators (e.g. cyclones) may be installed preceding lime injection.

Wet Waste Gas Cleaning Processes

Waste incineration plants generally use two-stage wet scrubbers.

Primary Measures of NO_x Reduction

The formation of NO_x in the combustion chamber depends mainly on three parameters:

- temperature;
- oxygen content;
- nitrogen oxide in the fuel.

Low-NO_x Burners

The nitrogen oxide emissions generated by burners are insignificant with regard to fluidised bed reactors, as the burners are not used in normal stationary operation. They merely serve the purpose of start-up and shut-down.

Staged Combustion

In fluidised bed facilities with several secondary air levels, the principle of staged combustion can be applied. This technology purposely adds air hypostoichiometrically in a first combustion zone. In this area, the formation of nitrogen oxides is reduced. A minor reduction of the NO_x already formed during primary combustion is also conceivable. The final burnout does not take place until in the subsequent burnout zone under oxygen surplus.

Secondary Measures of NO_x Reduction

Selective Non-catalytic Reduction (SNCR process)

This process can be generally used provided a temperature band of 800 to 1,000 °C is reached.

Selective Catalytic Reduction (SCR process)

Catalytic facilities are mainly used for NO_x reduction and oxidation of organic components in waste gases.



The SCR-facility can be arranged in a clean gas or raw gas cycle.

In Austria, second to fluidised bed facilities, only clean-gas cycle SCR facilities are in operation (e.g. AVE-Reststoffverwertung Lenzing (residual waste recovery), ABRG-Arnoldstein, TRV Niklasdorf).

Measures to Reduce CO-Emissions

Carbon monoxide forms from the carbon contained in the fuels in case of incomplete combustion. The quality of complete burning of the waste gases – and thus the emissions of CO and hydrocarbons – depend first and foremost on the following parameters:

- oxygen supply;
- temperature;
- blending of fuel and oxygen;
- dwell time.

Firing rate control has to ensure the sufficient supply of oxygen. In case of simple control mechanisms, air is supplied via simple O₂ control. Complex systems also take into account load shifts, calorific value, boiler performance and fuel supply in the system.

The temperature in the combustion chamber can be controlled via the dimension of the combustion chamber, recirculation gas, pre-heating of air, air surplus and fuel mix. Recirculation gas and air pre-heating in particular allow fuels with a broad calorific value band to be used in fluidised bed facilities. Particularly for the co-incineration of sewage sludge, providing an adequate fuel mix to ensure sufficient combustion temperatures is of importance.

Fuel is partly burned in the fluidised bed and partly only transformed into burnable gases. The burnout of the waste gases takes place in the combustion chamber above the fluidised bed. Thus, the most important factor influencing burnout quality, besides sufficient oxygen supply, is the blending of the gases rising up from the fluidised bed with secondary air.

Summarising Description of Fluidised Bed Boiler Plants

General Process Description

The plants of the Austrian paper and pulp industry currently operate facilities with stationary, internal and circulating fluidised beds.

Most combustion plants (e.g. Mondi Packaging, Lenzing 1 K7, UPM Kymmene) are equipped with the necessary firing rate control installations. With regard to some (older) plants, firing rate control, as well as air and flue gas recirculation systems there is potential for optimisation.

In most plants, waste gas cleaning is limited to adsorption and dust separation.

The plants described do not apply wet and catalytic flue gas cleaning facilities. Non-catalytic denitrogenisation facilities are installed in some plants.

The fluidised bed boilers used in the paper industry mainly serve to cover the basic load. In many cases, extraction condensing turbines or gas boilers are provided for fast control of load shifts.

Environment Technology Potentials of Improvement

Pre-treatment of Fuels

The pre-treatment of fuels is aligned to the individual boiler requirements. Sewage sludges are mostly co-burned in dehydrated form only. Even though a distinct improvement of the energy yield would be achievable by drying, its implementation in most cases fails on account of the small difference in the assessment of the costs of high and low pressure steam.

Firing and Boiler

The firing process can significantly influence emissions of NO_x , CO and C_{org} .

Some plants already have high standards of firing rate control and air conduction. In most plants, however, there is potential for optimisation. Both primary measures of NO_x reduction and measures to reduce CO and C_{org} emissions can be implemented at relatively low costs compared to the costs of waste gas cleaning facilities.

Waste Gas Cleaning Facilities

With regard to dust separation and adsorption, almost all plants use optimised processes. The level of pollutants emissions is thus very low. Waste gas cleaning facilities going beyond this level have been tested and approved of in waste incineration plants.

Significant reductions of NO_x emissions are achievable via catalytic and non-catalytic facilities (even though at considerable expense).

Integration into Overall Energy Systems

The fluidised bed boilers used in the paper industry mainly serve to cover the basic load. High-pressure steam is converted into electric energy via turbines, the heat demand is met with low-pressure steam at an enthalpy level as low as possible. In terms of fluidised bed boilers, there is no detectable significant potential of improvement at this point of time.

Reference Values for Calculating Reduction Potentials

In accordance with the relevant passages in the three BAT Reference Documents “Pulp and Paper,” “Large Combustion Plants,” and “Waste Incineration,” the following reference values are used as a basis for calculating reduction potentials:



NO_x

- Scenario 1: 200 mg/Nm³ (related to 6% O₂).

Rationale: With adequate primary measures and optimised firing rate control, this value is achievable for all plants, irrespective of their dimension, and for all fuels/wastes.

- Scenario 2: 150 mg/Nm³ (related to 6% O₂).

Rationale: The BAT Reference Documents “Pulp and Paper,” “Large Combustion Plants,” and “Waste Incineration” as well as the use of various different fuels and co-incineration of wastes have been taken into account. Some plants may only be able to achieve this value by means of a combination of primary and secondary measures (SNCR). Through SNCR, clean gas concentrations of 150 mg/Nm³ can be attained even when dry wood and coal are used.

Dust

Reduction potentials were calculated on the basis of the following reference values.

- Scenario 1: 15 mg/Nm³ (related to 6% O₂).

Rationale: This value corresponds to the upper BAT values for the use of coal and biomass in large combustion plants and is reached via electrostatic precipitators and fabric filters.

- Scenario 2: 5 mg/Nm³ (related to 6% O₂).

Rationale: This value corresponds to the lower BAT values for the use of coal and biomass in large combustion plants and is reached via electrostatic precipitators and fabric filters.

Technical Reduction Potentials

NO_x

Table S 10 gives the technical reduction potentials of fluidised bed boilers. For the calculation of the potentials, emissions were normed at an oxygen content of 6% where necessary. Emission loads and reduction potentials were calculated on the basis of the given concentrations, the specific flue gas volumes, and an assumed annual operating time of 8,000 h (with exception of the facility of UPM Kymmene).

Table S 10: Technical NO_x reduction potentials of recovery boilers.

Plant	Emission (mg/Nm ³)	Emission (t/a)	Reduction potential (t/a)	
Mondi Packaging AG (61 MW; 13% O ₂) ¹⁾	191	267	Scenario 1 (200):	118
			Scenario 2 (150):	155
Hamburger (63 MW; 6% O ₂) ²⁾	280	157	Scenario 1 (200):	45
			Scenario 2 (150):	73
Lenzing AG 1 K7 (104 MW; 11% O ₂)	152	243	Scenario 1 (200):	30
			Scenario 2 (150):	83
Sappi Austria K11 (133 MW; 6% O ₂)	178	185	Scenario 1 (200):	0
			Scenario 2 (150):	29
Sappi Austria RVA (25 MW; 11% O ₂)	255–368	143–206	Scenario 1 (200):	68–131
			Scenario 2 (150):	87–150
Norske Skog (15 MW; 11% O ₂)	260	88	Scenario 1 (200):	43
			Scenario 2 (150):	54
UPM Kymmene Austria (48 MW; 11% O ₂)	153	202	Scenario 1 (200):	26
			Scenario 2 (150):	70

¹⁾ Owing to the fact that bark is used as the main fuel, an O₂ content of 13% is assumed.

²⁾ According to the operators, the plant is to be retrofitted: improvement of burnout, reduction of CO emissions and installation of SNCR are planned.

This results in a technical reduction potential of **330–393 t/a** for Scenario 1 and of **551–614 t/a** for Scenario 2.

It ought to be mentioned that these technical potentials were calculated on the basis of generally achievable emission values, without exact knowledge of the individual fluidised bed boilers. For individual plants, in view of local conditions, putting into practice the reduction potentials may be difficult or even impossible (e.g. only achievable by reconstruction of the facility). Further restrictions may be due to economic reasons.

Dust

Table S 11 gives the technical reduction potentials of fluidised bed boilers. For the calculation of the potentials, emissions were normed at an oxygen content of 6% where necessary. Emission loads and reduction potentials were calculated on the basis of the given concentrations, the specific flue gas volumes, and an assumed annual operating time of 8,000 h (with exception of the facility of UPM Kymmene).

Table S 11: Technical dust reduction potentials of fluidised bed boilers.

Plant	Emission (mg/Nm ³)	Emission (t/a)	Reduction potential (t/a)
Mondi Packaging AG (61 MW; 13% O ₂) ¹⁾	16	22	Scenario 1 (15): 11 Scenario 2 (5): 19
Hamburger (63 MW; 6% O ₂) ²⁾	4	2	Scenario 1 (15): 0 Scenario 2 (5): 0
Lenzing AG 1K7 (104 MW; 11% O ₂)	8.4	13	Scenario 1 (15): 1 Scenario 2 (5): 9
Sappi Austria K11 (133 MW; 6% O ₂)	22	23	Scenario 1 (15): 7 Scenario 2 (5): 18
Sappi Austria RVA (25 MW; 11% O ₂)	31.7–38	18–21	Scenario 1 (15): 12–16 Scenario 2 (5): 16–19
Norske Skog (15 MW; 11% O ₂)	1	0.3	Scenario 1 (15): 0 Scenario 2 (5): 0
UPM Kymmene Austria (48 MW; 11% O ₂)	2	3	Scenario 1 (15): 0 Scenario 2 (5): 0

¹⁾ Owing to the fact that bark is used as the main fuel, an O₂ content of 13% is assumed.

²⁾ According to the operators, the plant is to be retrofitted: improvement of burnout, reduction of CO emissions and installation of SNCR are planned.

This results in a technical reduction potential of **31–35 t/a** for Scenario 1 and **62–65 t/a** for Scenario 2.

It ought to be mentioned that these technical potentials were calculated on the basis of generally achievable emission values, without exact knowledge of the individual fluidised bed boilers. For individual plants, in view of local conditions, putting into practice the reduction potentials may be difficult or even impossible (e.g. only achievable by reconstruction of the facility). Further restrictions may be due to economic reasons.

Assessment of Specific Costs for Environment Technology Potentials of Improvement

Combustion and Boiler

The costs of combustion technologies for fluidised bed boilers and recovery boilers are given in Table S 12.

Table S 12: Combustion technologies and costs in fluidised bed boilers and recovery boilers.

Process	Technologies	Costs
	pre-treatment of fuels	no data
fluidised bed boilers	new plant: firing rate control with control system	50,000–500,000 €
	existing plant: firing rate control with retrofitting of control system	300,000– 2,000,000 €
	retrofitting of secondary air system (for 40 MW rated thermal input)	ca. 200,000 €
recovery boilers	Injection of top air for 250 kt/a of bleached pulp	1.7 Mio. €
	for 500 kt/a of bleached pulp	2.3 Mio. €

Waste Gas Cleaning Processes

With regard to the costs of secondary reduction measures, there are only minor differences between recovery boilers and fluidised bed boilers.

The costs of an emissions reduction technology is mainly composed of the following positions:

- repayment of investments;
- operating costs proportional to throughput (e. g. chemicals demand, disposal of residues);
- costs of maintenance and re-investments;
- personnel costs and
- other fixed costs such as administration and insurance.

Principally, it has to be borne in mind that the major parameters influencing investments and operating costs are the quantities of waste gas, the technologies chosen as well as the loads to be separated.

In order to give an overview of the various plant sizes, plants are grouped into categories of 40, 60 and 100 MW of rated thermal input. For the volume of flue gas, a consistent specific value of 1,200 Nm³/h of dry flue gas per MW of rated thermal input was assumed. This value is reached with fuels of low water content and an air surplus of about 30%. Fuels with higher water content generate higher specific flue gas volumes.

Reduction of NO_x

Primary measures of NO_x reduction are integrated in combustion. It is therefore rather difficult to define concrete costs.

Owing to the fact that in staged combustion, more combustion air is brought in with the secondary air injected generally at a lower admission pressure, energy savings vis-à-vis combustion without primary measures are likely to be relatively low. This process does not involve operating costs and produces no residues. Depending on the fuel and temperature regime of the firing, primary measures may result in reductions of up to about 200 mg/Nm³. As this measure is a significant intervention in combustion, retro-fitting of existing facilities is not always possible. In terms of retro-fitting measures, changes in the air conduction – e. g. secondary air levels, flue-gas recirculation and improvements in firing rate control – may be undertaken. Investments thus accruing are clearly lower than those of SNCR facilities. As measures vary widely, no concrete figures can be given.

Non-catalytic plants are also to be integrated into combustion. The installation and operation of a storage and dosing station for ammonia in aqueous solution or urea are to be considered major positions in terms of costs. To guarantee an optimum reaction temperature, intervening in the firing rate control is frequently necessary. As part of the injected ammonia burns to produce nitrogen oxides and thus needs to be reduced, an increase in demand by the factor 1.5 to 2 as compared to the stoichiometric demand ought to be taken into account.

Catalytic facilities are currently only in operation if wastes are (mainly) used. Due to the high load of chlorides and dust in the raw gas, a raw gas cycle is not recommendable, even though this process seems less costly. In terms of calculating costs, a pure gas cycle with heating of the flue gases after dust separation by means of a

steam heat exchanger is taken as a basis of reference. Along with the costs of investment and maintenance, the costs of re-heating, exchange of the catalyst, ammoniacal water and electrical energy are major positions.

With SCR facilities, clean gas values of 30 mg/Nm³ (waste incineration plants, related to 11% O₂) and 70–100 mg/Nm³ (recovery boilers after sulfite process, related to 5% O₂) can be achieved. Clean gas values of plants with SNCR facilities are currently in the range of 100 and 300 mg/Nm³. The NO_x concentrations to be separated given in the tables were chosen to be the same for differing processes, in order to demonstrate the differing specific costs. If for the SCR technology, a higher separated volume is assumed, corresponding to the technical potential (e. g. 0,45 g/Nm³), the specific costs per metric ton of NO_x decrease to about 70% of the values given in Table S 13.

The specific costs, related to steam, do not depend on the volume of separated NO_x.

Table S 13: Costs of an SCR-facility depending on flue gas volume.

CATALYTIC FLUE GAS CLEANING				
Rated thermal input	MW	40	60	100
NO _x concentration to be separated	g/Nm ³	0.30	0.30	0.30
volume of steam generated (65 bar, 450 °C)	t/h	47	71	118
flue gas volume	Nm ³ /h dry	48,000	72,000	120,000
operating costs (el. energy, re-heating, NH ₄ OH consumption, maintenance, wear of catalyst)	€/t steam	0.48	0.47	0.47
investment	€	1,050,000	1,400,000	2,000,000
annual repayment ¹⁾	€/a	108,111	144,148	205,926
specific costs	€/t steam	0.29	0.26	0.22
specific costs related to steam²⁾	€/t steam	0.77	0.73	0.69
specific costs related to NO_x, calculated as NO₂²⁾	€/t NO_x	2,509	2,394	2,264

¹⁾ Calculation on the basis of a period of time of 15 years and an interest rate of 6%.

²⁾ If for the SCR technology, a higher separated volume is assumed, corresponding to the technical potential (e. g. 0.45 g/Nm³), the specific costs per metric ton of NO_x decrease to about 70% of the values given.

Table S 14: Costs of an SNCR facility depending on flue gas volume.

NON-CATALYTIC FLUE GAS CLEANING				
Rated thermal input	MW	40	60	100
NO _x concentration to be separated	g/Nm ³	0.3	0.3	0.3
volume of steam generated (65 bar, 450 °C)	t/h	47	71	118
flue gas volume	Nm ³ /h dry	48,000	72,000	120,000
operating costs (el. energy, NH ₄ OH consumption, maintenance)	€/t steam	0.21	0.18	0.17
investment	€	700,000	800,000	1,000,000
annual repayment ¹⁾	€/a	72,074	82,370	102,963
specific costs	€/t steam	0.19	0.15	0.11
specific costs related to steam	€/t steam	0.40	0.32	0.28
specific costs related to NO_x, calculated as NO₂	€/t NO_x	1,304	1,051	908

¹⁾ Calculation on the basis of a period of time of 15 years and an interest rate of 6%.

Reduction of Dust Emissions

In fluidised bed facilities, not only the ash load generated during combustion, but also the excess of added adsorbant and the residues from the adsorption processes have to be separated. In terms of investments, the dust extraction aggregate itself as well as all new facilities such as silos, dust transporting equipment and – in facilities with adsorption – dosing units have been taken into account. The operating costs are mainly composed of costs for electrical energy, disposal costs for separated dust, and the costs for adsorbants.

Electrostatic precipitators and fabric filters are used as for dust abatement. With electrostatic precipitators, clean gas values of 5–15 mg/Nm³ are achieved. With fabric filters, clean gas values are below 5 mg/Nm³. The major cost positions are given in Table S 15 and Table S 16.

Table S 15: Costs for dust reduction by means of electrostatic precipitator depending on flue gas volume (TBU STUBENVOLL 2004).

DUST REDUCTION VIA ELECTROSTATIC PRECIPITATOR				
Rated thermal input	MW	40	60	100
dust concentration to be separated	g/Nm ³	10.0	10.0	10.0
volume of steam generated (65 bar, 450 °C)	t/h	47	71	118
flue gas volume	Nm ³ /h dry	48,000	72,000	120,000
operating costs (el. energy, maintenance)	€/t steam	0.11	0.11	0.10
investments	€	1,000,000	1,400,000	2,100,000
annual repayment ¹⁾	€/a	102,963	144,148	216,222
specific costs	€/t steam	0.27	0.26	0.23
specific costs related to steam	€/t steam	0.38	0.36	0.33
specific costs related to dust	€/t dust	37.6	35.5	32.5

¹⁾ Calculation on the basis of a period of time of 15 years and an interest rate of 6%.

Table S 16: Costs for dust reduction by means of fabric filter depending on flue gas volume (TBU STUBENVOLL 2004).

DUST REDUCTION VIA FABRIC FILTER				
Rated thermal input	MW	40	60	100
volume of dust to be separated	g/Nm ³	10.0	10.0	10.0
volume of steam generated (65 bar, 450 °C)	t/h	47	71	118
flue gas volume	Nm ³ /h dry	48,000	72,000	120,000
operating costs (el. energy, maintenance, wear)	€/t steam	0.21	0.20	0.19
investments	€	1,000,000	1,400,000	2,100,000
annual repayment ¹⁾	€/a	102,963	144,148	216,222
specific costs	€/t steam	0.27	0.26	0.23
specific costs related to steam	€/t steam	0.48	0.45	0.42
specific costs related to dust	€/t dust	46.7	44.5	41.5

¹⁾ Calculation on the basis of a period of time of 15 years and an interest rate of 6%.



1 EINLEITUNG

Im Anhang 1 der Richtlinie 2001/81/EG (EU-RL vom 23. Oktober 2001 über nationale Emissionshöchstmengen für bestimmte Luftschadstoffe) werden für die Luftschadstoffe NO_x, SO₂, VOC und NH₃ nationale Emissionshöchstgrenzen festgelegt. Österreich hat sich in dieser Richtlinie zu einer maximalen NO_x-Emission von 103 kt/a im Jahr 2010 verpflichtet. Laut Österreichischer Luftschadstoffinventur 2004 (OLI) lagen im Jahr 2000 die gesamten NO_x-Emissionen mit 206,1 kt deutlich über dem Ziel. Im Jahr 2003 betragen die NO_x-Emissionen 230,5 kt (168,9 kt ohne Tanktourismus) und sanken im Jahr 2004 auf 225,9 kt (164,2 kt ohne TT).

Die Sektoren Energie und Industrie trugen im Jahr 2004 17,2 % (rund 39 kt) zu diesen Emissionen bei. Der Anteil der NO_x-Emissionen der Papier- und Zellstoffindustrie (2004: 4.776 t) an den österreichischen Gesamtemissionen beträgt rund 2,1 %.

Feinstaub (PM10) ist in Österreich seit einigen Jahren Thema in der Luftreinhaltepolitik. PM10 bezeichnet dabei jene Partikel, die einen Durchmesser kleiner 10 µm haben. Rechtlich verbindliche Grenzwerte für PM10 sind im österreichischem Immissionsschutzgesetz-Luft (IG-L; in Umsetzung der EU-Richtlinie 1999/30/EG) festgelegt. Diese Grenzwerte werden an zahlreichen Messstellen in Österreich z. T. deutlich überschritten, im Jahr 2003 an 50 von insgesamt 90 Messstellen. Überschreitungen traten in allen Bundesländern auf. Diese Überschreitungen von Immissionsgrenzwerten machen die Identifikation von Verursachern sowie von möglichen Maßnahmen zur Minderung der relevanten Emissionen notwendig.

Bei Staub beträgt der Anteil der Emissionen aus gefassten Quellen der Papier- und Zellstoffindustrie rund 0,4 % (331 von ca. 77.000 t/a) der jährlichen nationalen Staubemissionen (Emissionsseitige Regelungen umfassen immer den Gesamtstaub – TSP).

In zahlreichen Studien und Berichten wurde die Emissionssituation von relevanten industriellen Sektoren (z. B. der Energieumwandlung inklusive Raffinerie, der Zementindustrie und von so genannten Schlüsselindustrien) dargestellt. Basierend auf der Darstellung der aktuellen Situation wurden Minderungspotenziale abgeschätzt und hinsichtlich ihrer Kosteneffizienz beleuchtet (UMWELTBUNDESAMT 2003a).

Die vorliegende Studie gibt einen Überblick über die NO_x- und Staubemissionen der österreichischen Papier- und Zellstoffindustrie. Dabei werden zwei Arten von Kesseln näher beschrieben: die Laugenverbrennungs- (oder Chemikalienrückgewinnungskessel) und die Wirbelschichtkessel zur Verbrennung v. a. von Schlämmen, Rinde, fossilen Brennstoffen und Abfällen. In diesen beiden Kesseltypen wird der größte Teil der benötigten Prozessenergie bereitgestellt.

Einen besonderen Schwerpunkt der Studie bilden Technologien zur Emissionsminderung und deren Kosten. Als Referenzen werden Angaben aus den BAT-Referenz-Dokumenten der EU-Kommission (BREF PULP AND PAPER 2001, BREF LARGE COMBUSTION PLANTS 2005, BREF WASTE INCINERATION 2005) sowie Daten österreichischer und schwedischer Betriebe herangezogen.

Die vorliegende Studie basiert auf Arbeiten von DI Josef Stubenvoll (TBU STUBENVOLL 2005) und Dr. Ernst Holzerbauer. Die spezifischen Daten und Informationen über die Unternehmungen wurden zum Teil durch Recherche im Internet und durch persönliche Kontaktaufnahme mit den Unternehmen erarbeitet.

2 DIE ÖSTERREICHISCHE PAPIER- UND ZELLSTOFFINDUSTRIE

Im Jahr 2003 wurde in insgesamt 30 Betrieben Zellstoff und Papier erzeugt, wobei in sechs Betrieben der für die betriebseigene Papiererzeugung notwendige Zellstoff hergestellt wird. Diese sechs Standorte sind daher als integrierte Standorte zu betrachten (eine Sonderrolle nimmt die Zellstoff Pöls AG ein, die Zellstoff für den Markt produziert und Zellstoff für die eigene Papierherstellung zukaufft).

Die Produkte und deren historische Entwicklung sind in Tabelle 1 dargestellt:

Tabelle 1: Produkte der österreichischen Papier- und Zellstoffindustrie (t/a, AUSTROPAPIER 2001, 2002, 2003, 2004).

Produkt	1990	1995	2000	2002	2003	2004
Zellstoff – Sulfat	549.565	656.353	767.174	773.614	787.936	827.000
Zellstoff – Sulfit	415.149	419.599	423.444	412.325	419.858	446.378
Textilzellstoff	142.293	154.000	179.529	196.180	197.609	235.920
Holzstoff	352.681	390.173	390.380	372.541	417.313	425.056
Papier	2.547.037	3.212.945	3.890.215	3.931.000	4.073.018	4.317.537
Karton, Pappe	385.244	386.325	495.032	487.651	491.462	491.462

Austropapier..... Interessenvertretung Austropapier – Vereinigung der österreichischen Papierindustrie.

Wie aus Tabelle 1 ersichtlich, blieb die Produktion von Sulfitzellstoff seit 1990 nahezu unverändert, während die Produktion aller anderen Produkte z. T. deutlich anstieg. Den stärksten Anstieg verzeichnete die Herstellung von Papier mit rund 70 %, gemessen am Jahr 1990.

Die Erzeugung von Zellstoff und Papier ist ein sehr rohstoff- und energieintensiver Prozess, wobei aufgrund der unterschiedlichen Rohstoffe und erzeugten Produkte zahlreiche Technologien verwendet werden.

Für die Abdeckung des Energiebedarfes und zur Rückgewinnung der Einsatzchemikalien werden hauptsächlich folgende Feuerungsanlagen eingesetzt:

- Laugenverbrennungskessel (LVK) zur Chemikalien- und Energierückgewinnung,
- Wirbelschichtkessel zur kombinierten Verbrennung von Schlämmen, Rinden, Produktionsabfällen und fossilen Brennstoffen,
- Steamblocks zur Abdeckung von Prozesswärme (Brennstoff: zumeist Erdgas, selten Heizöle),
- Dampfkessel zur Strom- und Wärmebereitstellung (Brennstoff: zumeist Erdgas, selten Heizöle),
- Kalköfen zur Bereitstellung der Einsatzchemikalien beim Sulfatverfahren.

Da bei den Betrieben ein Bedarf von Strom und Wärme besteht, wird der weitaus größte Teil (Angaben der Austropapier: > 90 % im Schnitt der letzten Jahre) der Brennstoffenergie in Kraft-Wärme-Kopplungsanlagen umgewandelt; ein verhältnismäßig kleiner Teil wird in Kondensationsstromanlagen und in Wasserkraftanlagen erzeugt. Geringe Mengen an Fernwärme (70–140 GWh/a) werden an Dritte abgegeben.

Der gesamte Brennstoffeinsatz der vergangenen Jahre ist in Tabelle 2 dargestellt:

Tabelle 2: Brennstoffeinsatz der österreichischen Papier- und Zellstoffindustrie (AUSTROPAPIER 2001, 2002, 2003, 2004).

Brennstoff		1990	1995	2000	2001	2002	2003	2004
Kohle	TJ	3.833	4.041	4.592	3.986	4.543	4.313	4.272
	kt	302,2	301,0	222,6	199,3	208,6	216,6	210,8
Heizöl	TJ	5.140	4.532	1.708	1.981	1.988	1.806	1.472
	kt	126,6	113,3	49,3	50,4	43,2	44,8	36,8
Erdgas	TJ	16.866	26.675	30.555	30.390	28.508	29.320	29.816
	Mio. m ³	467,0	739,5	845,2	808,2	794,5	810,2	816,2
Ablauge	TJ	17.592	20.693	22.887	22.201	22.718	22.916	24.239
	kt	2.430	2.581,2	2.826,4	2.743,8	2.811,3	2.841,1	2.885,2
Rinde	TJ	2.292	3.158	3.315	3.309	2.933	2.923	2.916
	kt	291,7	247,9	528,7	496,3	431,8	425,5	432,4
Schlamm	TJ	316	699	1.173	1.037	1.085	1.232	1.183
	kt	108,3	247,9	313,1	321,6	301,4	302,3	295,8

Laut Angaben der Austropapier stieg seit 1990 der Einsatz von Kohle um rund 11 % (bezogen auf den Heizwert), wobei in diesem Zeitraum auch ein Umstieg von Braunkohle auf Steinkohle erfolgte (in Tabelle 2 nicht dargestellt). Im Gegenzug sank der Einsatz von Heizöl auf rund 29 % des Wertes von 1990, während der Bedarf an Erdgas zwischen 1990 und 2004 um rund 75 % zunahm. Der zunehmende Einsatz von Erdgas korreliert gut mit der Mehrproduktion von Papier. Insgesamt verzeichnete der Einsatz fossiler Brennstoffe zwischen 1990 und 1995 einen Zuwachs von rund 40 %, blieb aber seitdem konstant.

Der Anteil biogener Brennstoffe am Gesamtbrennstoffeinsatz lag im Jahr 1990 bei 43,9 % und blieb seither in einem Schwankungsbereich von ± 2 % konstant. Dies ist auf die bereits erwähnte Erweiterung der Papierproduktion zurückzuführen, in welcher hauptsächlich der Energieträger Erdgas eingesetzt wird. Den Hauptanteil an den biogenen Brennstoffen macht die Ablauge aus.

Luftemissionen werden seitens der Austropapier wie folgt angegeben:

Tabelle 3: Luftemissionen der österreichischen Papier- und Zellstoffindustrie (AUSTROPAPIER; 2001, 2002, 2003, - 2004).

Schadstoff		1990	1995	2000	2001	2002	2003	2004
Staub	[t/a]	1.056	450	341	324	350	319	331
SO ₂	[t/a]	4.300	1.971	1.216	1.103	1.314	1.172	1.172
NO _x	[t/a]	n. v.	5.431	4.960	4.765	4.321	4.754	4.776
CO	[t/a]	n. v.	973	898	902	1.614	1.780	1.127

In diesen Zahlen nicht enthalten sind diejenigen Emissionsanteile vom Standort Lenzing, welche der Viskosefaserproduktion und der Reststoffverwertung (RVL) Lenzing zugerechnet werden. Dagegen sind die Emissionen aus ausgegliederten Anlagen (Papierfabrik Salzer und CMOÖ Laakirchen) in den Daten enthalten.

Der Verlauf der Emissionen lässt sich einerseits durch den geänderten Brennstoffeinsatz erklären, wird aber ganz wesentlich auch durch Maßnahmen der Emissionsminderung beeinflusst (z. B. bei Staub und SO₂). Bei den Schadstoffen NO_x und CO kommt hinzu, dass vor allem bei älteren Kesseln in manchen Fällen kein Grenzwert vorgeschrieben wurde bzw. keine Emission gemessen wird. So ist die sprunghafte Steigerung beim Schadstoff CO auf den Einbau von Messsystemen und die dadurch verbesserte Datenlage zurückzuführen. Während bei Staub und SO₂ zwischen 1990 und 2004 beträchtliche Reduktionen der Emissionen erzielt werden konnten (jeweils um rund 70 %), ist die Minderung der NO_x-Emissionen nicht sehr ausgeprägt (rund 12 %).

Die gesamte installierte Brennstoffwärmeleistung (BWL) der Dampfkesselanlagen beläuft sich auf rund 3.100 MW (SAPPI 2003, M-REAL 2005, UPM KYMMENE 2006, UMWELTBUNDESAMT 2004). Zusätzlich werden bei vielen Werken vergleichsweise große Anlagen als Reserve gehalten.

Die BWL aller Laugenverbrennungskessel (LVK; inklusive Reservekessel beläuft sich ihre Zahl auf zwölf) beträgt rund 39 % der gesamten installierten BWL, die Wirbelschichtkessel (WSK; es werden derzeit sieben WSK betrieben) haben einen Anteil von rund 15 %. Der Anteil der verschiedenen Feuerungsanlagen an den NO_x- und Staub-Emissionen ist Tabelle 4 zu entnehmen.

Tabelle 4: NO_x-Emissionen der Feuerungsanlagen im Jahr 2002 (AUSTROPAPIER 2003, Angaben der Betreiber).

Feuerungsanlagen (2002)	NO _x - Emission (t/a)	Anteil an Ge- samtemission (%)	Staub- Emission (t/a)	Anteil an Ge- samtemission (%)
Laugenverbrennungskessel – Sulfatverfahren	821	19	87	25
Laugenverbrennungskessel – Sulfitverfahren	1.161	27	160	46
Wirbelschichtkessel	1.336	31	82	23
sonstige Feuerungsanlagen	1.003	23	21	6
Gesamtemissionen	4.321	100	350	100

Rund 77 % der NO_x-Emissionen der österreichischen Papier- und Zellstoffindustrie kommen aus den LVK und den WSK. Der Anteil der sonstigen Feuerungsanlagen beträgt ca. 23 % bzw. rund 1.000 t NO_x. Laut UMWELTBUNDESAMT (2003b) werden derzeit etwa 50 sonstige Dampfkesselanlagen betrieben, welche fast ausschließlich mit Erdgas befeuert werden. Einige dieser Anlagen sind Reservekessel oder Kessel zur Abdeckung von Spitzenlasten.

17 Dampfkesselanlagen (Brennstoff: Erdgas) mit einer gesamten BWL von etwas über 340 MW unterliegen einem NO_x-Grenzwert von 100 mg/Nm³. Diesen Anlagen wird daher kein weiteres kosteneffizientes Minderungspotenzial zugeschrieben.



Zusätzlich werden vier GuD-Anlagen mit einer BWL von insgesamt 340 MW betrieben. Die NO_x -Grenzwerte dieser Anlagen liegen mit 150 mg/Nm^3 bzw. 300 mg/Nm^3 (15 % O_2) sehr hoch. Allerdings sind derzeit keine Angaben über die tatsächlichen Emissionen verfügbar. Es ist zu prüfen, ob es hier durch Nachrüstungen zu einer Minderung der Emissionen kommen könnte (die Emissionen moderner Gasturbinen liegen derzeit ohne Sekundärmaßnahmen bei rund 50 mg/Nm^3 bezogen auf 15 % O_2 ; mit der Installation einer SCR-Anlage sind Reingaskonzentrationen $< 20 \text{ mg/Nm}^3$ erreichbar, siehe UMWELTBUNDESAMT 2003a).

Das Minderungspotenzial der anderen etwa 30 Dampfkesselanlagen (gesamte BWL: rund 500 MW), für welche ein NO_x -Grenzwert von bis zu 300 mg/Nm^3 (Brennstoff Erdgas, 3 % O_2) festgelegt wurde, muss geprüft werden. Dieses Minderungspotenzial ist abhängig von den tatsächlichen Emissionen, den jährlichen Einsatzzeiten, dem Brennstoff, dem Alter und der Größe der Anlage sowie den technischen Gegebenheiten.

Da mehr als drei Viertel der NO_x -Emissionen und mehr als 95 % der Staubemissionen der österreichischen Papier- und Zellstoffindustrie aus den LVK und WSK stammen, befasst sich diese Studie ausschließlich mit diesen beiden Kesseltypen.

3 LAUGENVERBRENNUNGSKESSEL DER ÖSTERREICHISCHEN PAPIER- UND ZELLSTOFFINDUSTRIE

Für die Herstellung von Zellstoff muss das Holz chemisch aufgeschlossen werden, wobei es im Wesentlichen zwei Verfahren gibt – das Sulfatverfahren und das Sulfatverfahren.

Generell geht beim Zellstoffaufschluss etwa die Hälfte des eingesetzten Rohstoffes in wasserlösliche Verbindungen über. Diese finden sich in der so genannten Ablauge (diese ist bei einem Verfahren eine Säure) wieder.

In den Anfängen der Zellstoffproduktion wurden diese Ablaugen – vor allem beim Calcium-Bisulfat-Verfahren – in den Vorfluter eingeleitet. Umweltschutzaufgaben führten zu Umstellungen der Kochverfahren auf Magnesiumoxid und zu einer Schließung des Chemikalienkreislaufes. Beim Sulfatverfahren wurden die Aufschlusschemikalien immer schon aus wirtschaftlichen Gründen zurückgewonnen.

Heutzutage werden die Ablaugen in Form der Dünnlauge erfasst (gesammelt) und in mehrstufigen Eindampfanlagen auf verbrennungsfähige Konsistenz eingedickt. Beim Sulfatverfahren wird die Ablauge mit einem Trockensubstanzgehalt zwischen 55 und 60 % zur Verbrennung gebracht; beim Sulfatverfahren wird die Ablauge bis zu einem Trockensubstanzgehalt von 75 % eingedickt und anschließend verbrannt.

Die Verbrennung findet in speziellen Laugenverbrennungskesseln statt. Dabei werden die Aufschlusschemikalien zurückgewonnen und der Energiegehalt des gelösten Rohstoffes genutzt.

“Stand-alone“-Zellstoffanlagen arbeiten mit Energieüberschuss. In Österreich können alle Anlagen außer der Anlage in Pöls als integrierte Anlagen gesehen werden. Pöls verarbeitet weniger als 5 % des erzeugten Zellstoffes zu Papier weiter und ist daher als “Stand-alone“-Zellstofffabrik zu sehen.

3.1 Das Sulfatverfahren

Das Sulfatverfahren hat sich als die führende Technologie zum Aufschluss von Biomasse zur Zellstoffproduktion durchgesetzt. Neuanlagen werden weltweit praktisch ausschließlich auf Basis dieser Technologie gebaut. Das Verfahren hat daher Innovationskraft, die von den Errichtern dieser Anlagen (Anlagenbauunternehmen) getragen wird. Schwerpunkte der aktuellen Forschungen betreffen Möglichkeiten zur Erhöhung der Stoffausbeute und zur Verringerung des spezifischen Energieeinsatzes, zur Elimination des Schwefels aus den Aufschlusschemikalien und zur Minderung der Geruchsbelastung in der Umgebung der jeweiligen Standorte.

Chemikalienrückgewinnungsanlagen für Sulfatzellstofffabriken werden in Europa von den Firmen ANDRITZ und KVÆRNER angeboten, wobei ANDRITZ nach der Übernahme von AHLSTRÖM auf dem Gebiet der Laugenverbrennungskessel einen Wettbewerbsvorteil besitzt.

In Österreich sind drei Zellstoffproduktionsanlagen nach dem Sulfatverfahren in Betrieb.



3.1.1 Chemie des Sulfataufschlusses

Das Lignin des Holzes ist vom chemischen Aufbau her ein Polykondensationsharz, dessen Monomerbausteine mehrwertige Phenole sind, die außer den Hydroxylgruppen noch andere Substituenten am Benzolkern tragen. Die Hydroxylgruppen sind zum Teil mit weiteren Monomeren über Etherbindungen verbunden, mit niederen Alkoholen verethert oder mit Säuregruppen sonstiger Substituenten verestert.

Es ergibt sich so eine räumlich vernetzte Struktur von hoher chemischer Komplexität. Die echte Struktur von Lignin ist – wie bei vielen Naturstoffen – nur modellhaft beschreibbar.

Beim Aufschluss nach dem Sulfatverfahren werden sowohl die Esterbindungen als auch die Etherbindungen durch Anlagerung von Hydroxylgruppen (-OH) und Thiolgruppen (-SH) gespalten. Isoliertes Alkalilignin, das nach dem Sulfatverfahren hergestellt worden ist, enthält bis zu 7 % gebundenen Schwefel. Durch die Einlagerung dieser funktionellen Gruppen, deren Protonen durch Natrium ersetzt sind, wird das Lignin wasserlöslich. Nach dem Aufschluss werden Fasern und Ablauge getrennt, die Fasern gewaschen und die Ablauge in Eindampfanlagen aufkonzentriert.

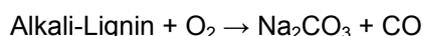
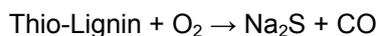
Vor der Eindampfung werden der Ablauge die Make-up-Chemikalien in Form von Natriumsulfat zugegeben. Dadurch werden die im Produktionsprozess entstandenen Verluste ausgeglichen. Diese Substanz hat diesem Prozess auch seinen Namen gegeben.

Die Eindampfung erfolgt in mehrstufigen Eindampfanlagen. Dabei wird die Dünnlauge auf einen Feststoffgehalt zwischen 70 und 75 % Trockensubstanz gebracht. Dieser gestattet es, sie in einem speziellen Ablaugekessel ohne Stützfeuerung zu verbrennen.

3.1.2 Laugenverbrennung

Die Ablauge wird mittels Düsen in den Laugenverbrennungskessel eingespritzt. Durch die spezielle Auslegung des Feuerraumes kommt es im unteren Teil zu einem reduzierenden Milieu bei hoher Temperatur. Dabei verdampft zunächst elementares Natrium, das dann im oberen Verbrennungsraum diverse Schwefelverbindungen reduziert und sich als Natriumsulfid (Na_2S) niederschlägt. In Folge sammelt sich am Boden des Kessels eine Schmelze aus vorwiegend Natriumcarbonat (Na_2CO_3) und Na_2S an, welche abgezogen und weiterverarbeitet wird.

Der Prozess der Verbrennung kann in drei Abschnitte unterteilt werden: Im ersten Schritt wird die Lauge unter Sauerstoffmangel in stark reduzierender Atmosphäre verbrannt, so dass die Aufschlusschemikalien – vor allem das Natriumsulfid – wieder gebildet werden. Auch das Make-up zur Deckung der Schwefelverluste aus Natriumsulfat wird in dieser Stufe reduziert.



Im zweiten und dritten Schritt wird stufenweise weiter Verbrennungsluft (Sekundär- und Tertiärluft) zugegeben, um den Ausbrand der gebildeten Rauchgase zu gewährleisten. In diesen Stufen werden auch die verschiedenen Klassen der „Geruchsgase“ als Verbrennungsluft eingesetzt und so thermisch behandelt.

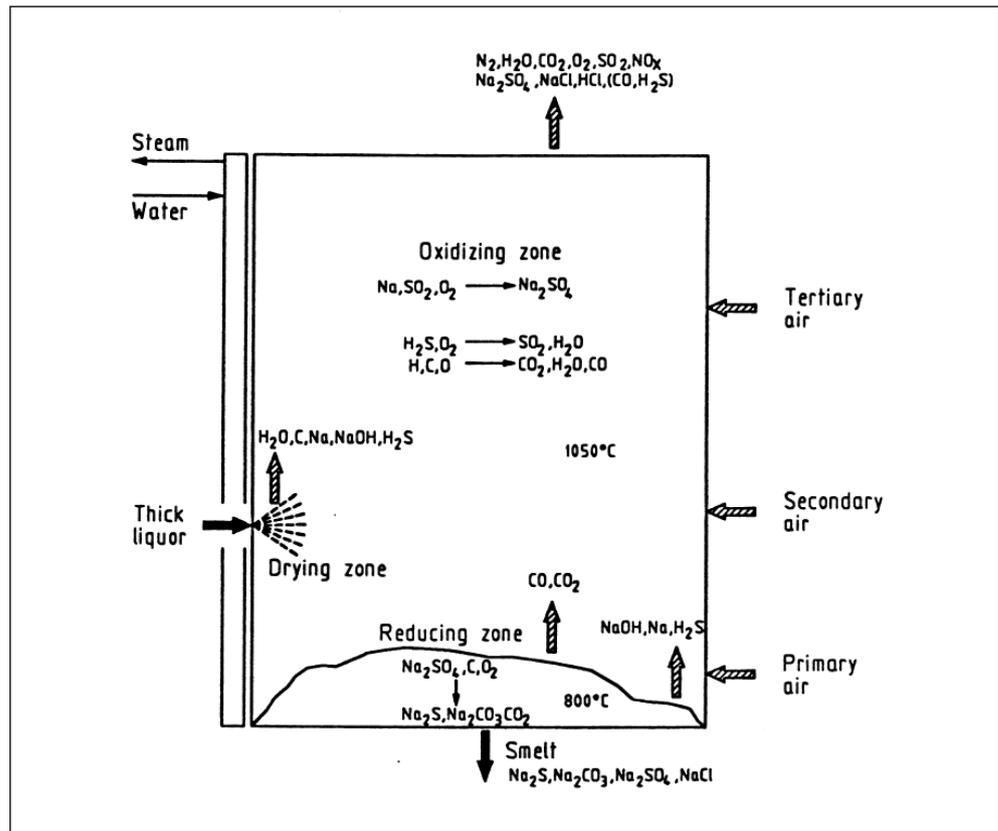
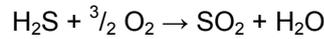
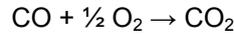


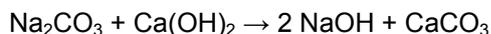
Abbildung 1: Chemische Reaktionen im Laugenverbrennungskessel (BREF PULP AND PAPER 2001).

3.1.2.1 Kaustifizierung

Die aus dem Laugenkessel abgezogene Schmelze wird in Wasser gelöst und alle nicht löslichen Bestandteile (Unverbranntes und Metallsulfide bzw. -hydroxide) werden abfiltriert. Der Filtrückstand wird herkömmlich als Grünlaugenschlamm¹ bezeichnet.

¹ Die Entsorgung dieses Schlammes ist ein Problem, welches derzeit zumeist durch Ablagerung auf einer Sondermülldeponie gelöst wird. Für eine thermische Entsorgung eignet sich dieser Schlamm sehr schlecht, da er einen sehr niedrigen Heizwert (ca. 5.000 kJ/kg TS) hat und erhebliche Mengen an Natrium (15 bis 20 %) enthält. Derzeit wird vielfach untersucht, durch eine nochmalige Wäsche des Schlammes den Natriumgehalt so weit abzusenken, dass eine thermische Entsorgung mittels Wirbelschichtverbrennung ermöglicht wird.

In der so erhaltenen Lösung wird Kalkhydrat ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) aufgeschlämmt, so dass eine möglichst konzentrierte Lösung entsteht. Bei dieser Reaktion bildet sich aus dem Natriumcarbonat neben Natriumhydroxid unlösliches Calciumcarbonat (Kalk).



Der ausfallende Kalk wird abfiltriert, gewaschen und nach dem Brennen in einem Drehrohrofen wieder im Prozess eingesetzt. Die erhaltene Lösung ist bereits die „Weißblauge“, die wieder im Kochprozess eingesetzt werden kann.

3.1.2.2 Detailbeschreibung des Feuerraumes

Im Feuerraum stehen ca. 15 % der Verdampferrohre am Boden direkt in Kontakt zur Schmelze der gebildeten Chemikalien und sind daher nicht bestampft. Die Schmelze der Aufschlusschemikalien wird hier mittels eines schwach geneigten Bodens abgezogen. Der Boden des Kessels ist immer mit Schmelze bedeckt; der Abzug befindet sich knapp oberhalb des Bodens. Die Bestampfung der Kesselwände reicht bis knapp über die Tertiärluftebene.

Die Verbrennungsluft wird in drei Ebenen in den Verbrennungsraum eingebracht, wobei jede Ebene separat geregelt wird. In der Ebene der ersten Verbrennungsluft befinden sich auch die Laugenbrenner, wo die Dicklauge über Dampfzerstäuber in den Kessel eingeblasen wird.

Auf der Ebene der Sekundärlufteinlässe sind die Anfahrbränner (Brennstoff: Gas oder Heizöl) angeordnet. Es werden auf dieser Ebene auch die Abgase der Zellstoffproduktion eingespeist, welche eine hohe Konzentration an brennbaren Substanzen enthalten (Starkgase, SOG – Stripper-Off-Gases). Dabei handelt es sich um Abgase aus der Strippung der Eindampfkondensate. Die Eindampfkondensate werden nach der Strippung wieder in den Prozess zurückgeleitet.

In der dritten Ebene der Verbrennungsluftzuführung werden zusätzlich die so genannten Schwachgase (DNCG – Diluted Non Condensable Gases, CNCG – Concentrated Non Condensable Gases) in den Kessel eingebracht. Diese Schwachgase stammen aus dem Bereich der Kocherei, wo spezielle Behandlungsanlagen die kondensierbaren Bestandteile niederschlagen und die nicht kondensierbaren geruchsbelasteten Abgase in die Energieanlagen weiterleiten.

Die Einbringung der verschiedenen Gase der Zellstoffproduktion in den Kessel stellt heute einen wesentlichen Beitrag zur Bewältigung der Geruchsproblematik dar.

Über der dritten Verbrennungsluftebene sind im Bedarfsfall noch die Lastbrenner angeordnet, welche zur Regelung der Dampfproduktion eingesetzt werden können. Diese Brenner werden weggelassen, wenn andere Kessel des Standorts die „Ausgleichsfunktion“ übernehmen. Wenn Lastbrenner vorhanden sind, so ist durch die Ausführung der Brenner sicherzustellen, dass der festgelegte Grenzwert für Stickoxide auch bei Betrieb mit Lastbrennern eingehalten werden kann.

Bei der Bauart eines Anbieters wird der Strömungsquerschnitt vor dem Übergang in den Wärmenutzungsbereich des Kessels durch eine „Kesselnase“ eingeengt. Dadurch gelangt das Rauchgas mit erhöhter Geschwindigkeit in die Sektion der Überhitzer. Die Economizer-Heizflächen (zur Speisewasservorwärmung) sind dabei den Überhitzern direkt (d. h. ohne Zwischenschaltung von Leerzügen) in hängender Bauweise nachgeschaltet. Diese Bauform ist kostengünstiger und setzt sich immer mehr durch. Die Reinigung der Überhitzerpakete (das zu entfernende Material ist praktisch

reines Natriumsulfat) geschieht durch Rußbläser, die mit eigens abgespanntem Hochdruckdampf (Druckniveau ca. 35 bar; ca. 5–7 % der Frischdampfmenge) betrieben werden.

Die beiden in Österreich zuletzt gebauten Laugenkesselsysteme unterscheiden sich vom oben Beschriebenen insofern, dass nach den direkt über dem Feuerraum angeordneten Überhitzern ein kurzer absteigender und danach ein ansteigender Leerzug angeordnet sind. Eine weitere Abkühlung der Rauchgase findet dann in zwei senkrechten Zügen statt, in denen die Economizer-Pakete eingebaut sind.

Der Sauerstoffgehalt im Reingas liegt bei den österreichischen Laugenverbrennungskesseln zwischen 3 und 4 %.

3.1.2.3 Reduktion von Staub und SO₂

Nach dem Kessel werden die Rauchgase in der Regel auf zwei Stränge aufgeteilt und parallel durch die Elektrofilter geleitet. Durch diese Anordnung hat man die Möglichkeit, einen Filter für die Reinigung außer Betrieb zu nehmen. Die Reinigung wird notwendig, da bei Unterschreiten des Taupunktes in den Filteranlagen hygroskopische Verkrustungen (Natriumsulfat) gebildet werden können, die sich nur mehr durch Waschen entfernen lassen. Gewebefilter sind aufgrund der Art des Staubes (Natriumsulfat) nicht einsetzbar. Der abgeschiedene Staub wird über ein Fördersystem der Chemikalienrückgewinnung vor dem Kessel zugeführt.

Nach der Entstaubung werden die Rauchgase über ein Saugzuggebläse entweder direkt zum Kamin gefördert oder in einem ein- oder mehrstufigen Nasswäscher weiter gereinigt. Dabei wird das Reingas nach den Elektrofiltereinheiten über die beiden Rauchgasgebläse druckseitig zusammengeführt und am Wäschereintritt durch Frischwassereinspritzung auf Taupunkttemperatur gekühlt. Als Waschlösung wird eine Natriumhydroxidlösung verwendet. Nach dem Wäscher wird das Rauchgas in den Kamin abgeleitet. Sehr oft ist das Saugzuggebläse nach den Elektrofiltern angeordnet; der Nasswäscher kann im Unterteil des Kamins integriert sein.

Die Abscheideleistung für Staub ist bei einem Nasswäscher von der Partikelgröße sowie von der Größe (und damit dem Druckverlust) und der Frischwasserbeaufschlagung des letzten Tropfenabscheiders abhängig.

Die Partikelgröße bei Sulfat-Kesseln ermöglicht eine gute Abscheideleistung des Elektrofilters; während des Verbrennungsprozesses werden keine Aerosole gebildet. Die Dimensionierung und die Frischwasserbeaufschlagung des letzten Tropfenabscheiders sind rein wirtschaftliche Faktoren bei der Grundauslegung der Anlage.

Neben den Investitionen für den Wäscher fallen im Betrieb Kosten für den Strom- und Dampfbedarf an. Der zusätzliche elektrische Energiebedarf wird durch die erhöhte Leistung des Saugzuggebläses und die Wäscherumwälzpumpen verursacht. Der erhöhte Dampfbedarf resultiert aus der Notwendigkeit, dass das eingesetzte Waschwasser abgedampft werden muss.

Bei zwei von drei Zellstoffwerken in Österreich, welche nach dem Sulfatverfahren arbeiten, sind die Laugenverbrennungskessel mit einer zweistufigen Staubabscheidung (Elektrofilter und Nasswäscher) ausgestattet. Die Staubbeladung im Reingas beträgt bei diesen Anlagen zwischen rund 2 und 40 mg/Nm³ (Sauerstoffgehalt rd. 3 %, trockenes Rauchgas), wobei der Reingasgehalt von der Auslegung des Nasswäschers abhängt. Die dritte Anlage ist mit einem dreifeldrigen Elektrofilter ausgerüstet und erreicht Emissionen im Bereich von 26–36 mg/Nm³ (Sauerstoffgehalt rd. 3 %, trockenes Rauchgas).

3.1.2.4 Reduktion der Stickoxide

Primäre (feuerungstechnische) Maßnahmen

Das Niveau der Stickoxidemissionen beim Sulfatverfahren liegt bei den österreichischen Anlagen zwischen 150 und 220 mg/Nm³ (Sauerstoffgehalt: 5 %). Diese Werte werden ausschließlich durch die prozessbedingte mehrstufige Feuerungsführung erzielt.

Die Werte für CO (Parameter für den Ausbrand der Rauchgase) liegen derzeit bei gut ausgelegten Anlagen zwischen 15 und 50 mg/Nm³. Bei einer weitergehenden Reduktion der NO_x-Emissionen mittels feuerungstechnischer Maßnahmen besteht das Risiko höherer CO-Emissionen.

Einblasen von Oberluft

Diese Technik wurde in einigen Laugenverbrennungskesseln schwedischer Betriebe erfolgreich eingesetzt. Im BAT-Referenzdokument (BREF PULP AND PAPER 2001) werden einige Beispiele für die Nachrüstung bestehender LVKs (zwei von drei LVKs erzielen seit 7 bzw. 14 Jahren NO_x-Reduktionen zwischen 20 und 30 % im Vergleich zu Systemen ohne Oberluft) und für die Installation dieses Systems in einem neuen LVK angeführt.

Ausgehend von den Emissionen im Normalbetrieb (135 mg/Nm³; Sauerstoffgehalt: 8 %) konnten nach Einblasen der Oberluft Emissionen von 80–90 mg/Nm³ erreicht werden. Zur Vermeidung erhöhter CO- und org. C-Emissionen müssen die Verbrennungsbedingungen genau kontrolliert werden.

Ein möglicher Nachteil dieser Technik ist eine Einschränkung der Flexibilität der Luftzufuhr in den ersten drei Ebenen, da sich die zugewiesene Luftmenge pro Ebene merklich reduziert.

Sekundäre Minderungsmaßnahmen – Selektive Nicht Katalytische Reduktion (SNCR)

Dieses Verfahren, das nach dem Prinzip der Reduktion von NO_x durch die Eindüsung von Ammoniak oder Harnstoff (in wässriger Lösung) bei hohen Temperaturen arbeitet, ist derzeit bei Sulfat-Kesseln aus folgendem Grund nicht einsetzbar:

Die abgeschiedenen Stäube, welche zu rund 80 % aus Natriumsulfat bestehen, werden derzeit vor der Verbrennung der Dicklauge zugesetzt und so wieder in den Kreislauf eingebracht. Im Falle eines SNCR-Verfahrens würde sich in diesen Stäuben auch Ammonsulfat anreichern, welches in der stark alkalischen Dicklauge wieder zu Ammoniak zersetzt würde. Die Anlagenbereiche, in denen die Stäube wieder zugesetzt werden, sind jedoch nicht für ausdampfenden freien Ammoniak ausgelegt.



Sekundäre Minderungsmaßnahmen – Selektive Katalytische Reduktion (SCR)

Bei diesem Verfahren erfolgt die Reduktion von Stickstoffoxiden durch geeignete Reduktionsmittel (zumeist Ammoniak in wässriger Lösung) bei niedrigeren Temperaturen (rund 200–350°C) an einem Katalysator.

Allerdings verbleiben nach der Entstaubung und auch nach einer Nasswäsche im Rauchgas Komponenten (wenn auch in geringer Konzentration), die den Katalysator irreversibel schädigen: Alkalisulfat, Schwefelwasserstoff und niedermolekulare organische Schwefelverbindungen. Derzeit ist keine Referenzanlage bekannt, welche das katalytische Verfahren anwendet.

3.1.3 Anlagen in Österreich

In Österreich sind drei Zellstoffproduktionsanlagen nach dem Sulfatverfahren in Betrieb.

3.1.3.1 Mondi Packaging AG (www.mondipackaging.com)

Am Standort der Mondi Packaging AG in St. Gertraud/Lavanttal werden ca. 220.000 t/a Sulfat-Zellstoff ungebleicht in einem kontinuierlichen Kamyr-Kocher erzeugt. Weiters werden am Standort 200.000 t/a Papier auf einer Papiermaschine mit 410 cm Arbeitsbreite produziert.

Der Standort ist ein Beispiel für einen voll integrierten Standort, der den selbst produzierten Faserrohstoff nahezu zur Gänze zu Papier weiterverarbeitet. Der Wärmeüberschuss der Zellstofffabrik reicht aber nicht aus, um den Wärmebedarf der Papierproduktion zu decken.

Das System der Energieumwandlung und Energienutzung ist über mehrere Jahrzehnte gewachsen und besteht aus mehreren Kesselanlagen und mehreren Dampfturbinen, die den Eigenbedarf an elektrischer Energie allerdings nicht zur Gänze decken.

Im Normalbetrieb werden zwei Laugenkessel (80 MW und 45 MW) und ein Wirbelschichtkessel (61 MW; siehe Kapitel 4.8.2) betrieben. Die Eigenstromerzeugung geschieht über eine Gegendruck-Entnahme-Turbine und eine Kondensationsturbine. Da die in Betrieb befindlichen Kessel ein langsames Lastregelverhalten zeigen, übernimmt die Kondensationsturbine die Aufgabe, kurzzeitige Lastschwankungen – vor allem Dampfüberschuss – aufzunehmen.

Als Reservekessel werden zwei Strahlungskessel (27 und 32 MW; Brennstoff: Heizöl schwer, Erdgas) betrieben.

Beide Laugenkessel sind mit zweisträngigem Elektrofilter und Nasswäscher ausgestattet. Der ältere Laugenkessel wurde erst bei der Erneuerung mit einer Rauchgaswäsche nachgerüstet. Beide Laugenkessel werden mit einem Sauerstoffgehalt von 3 % im Rauchgas betrieben.



Tabelle 5: Betriebs- und Emissionsdaten der Laugenverbrennungskessel (Angaben des Betreibers, UMWELTBUNDESAMT 2003b).

		Hauptkessel CK 3		Nebenkessel CK 2	
Baujahr/Erneuerung		1958/1989		1973	
Brennstoffwärmeleistung	[MW]	80		45	
Kapazität Lauge	[t TS/h]	25		15	
Durchsatz 2001/2002	[t]	330.000		182.000	
Wassergehalt der Lauge	[%]	ca. 40		ca. 40	
NO _x ¹⁾	[mg/Nm ³]	150	(-)	157,8	(-)
CO ¹⁾	[mg/Nm ³]	51	(-)	55	(-)
Staub ¹⁾	[mg/Nm ³]	44	(80)	15	(100)
H ₂ S ¹⁾	[mg/Nm ³]	7	(30)	4	(30)
SO ₂ ¹⁾	[mg/Nm ³]	14,4	(400)	10,6	(400)

¹⁾ in Klammern: vorgeschriebener Grenzwert (auf 5 % O₂ bezogen).

Der Heizwert der Lauge wurde anhand der Betreiberangaben mit rund 7 GJ/t abgeschätzt. Die Emissionen von CO, SO₂ und von NO_x (letzter Schadstoff nur beim CK 2) werden kontinuierlich gemessen. Staub, H₂S und NO_x (beim CK 3) werden diskontinuierlich gemessen. Für die Begrenzung der CO- und NO_x-Emissionen existieren keine behördlichen Vorschriften (UMWELTBUNDESAMT 2003b).

3.1.3.2 Nettingsdorfer Papierfabrik AG (www.smurfitgroup.com)

Am Standort Nettingsdorf werden etwa 250.000 t/a Sulfat Halb-Zellstoff (ungebleicht) in vier diskontinuierlichen Kochern erzeugt. Gleichzeitig werden ca. 400.000 t/a Papier auf einer Papiermaschine mit 735 cm Arbeitsbreite produziert. Der Standort ist ein integrierter Standort. Defizite an Faserrohstoff werden durch eine eigene Altstoffaufbereitung ausgeglichen, so dass der Standort kaum Faserrohstoff zukaufen muss.

Neben einem Laugenkessel (93 MW) sorgt ein Gaskessel (66 MW) für die Deckung des Energiebedarfs des Standortes. Dem Gaskessel kommt auch die Aufgabe zu, Lastschwankungen auszugleichen.

Der mit vier dreifeldrigen Elektrofiltern ausgestattete Laugenkessel wurde im Jahr 1973 in Betrieb genommen und 1992 erneuert. Der Kessel entspricht dem Stand der Technik, jedoch fehlt in der Rauchgasreinigung ein Nasswäscher.

Tabelle 6: Betriebs- und Emissionsdaten des Laugenverbrennungskessels (Angaben des Betreibers, UMWELTBUNDESAMT 2003b).

Laugenkessel der Nettingsdorfer Papierfabrik AG			
Baujahr/Erneuerung		1973/1992	
Brennstoffwärmeleistung	[MW]	93	
Kapazität Lauge	[t TS/h]	27	
Durchsatz 2001/2002	[t]	250.000	
Wassergehalt der Lauge	[%]	25–30	
NO _x ¹⁾	[mg/Nm ³]	174–221	(400)
Staub ¹⁾	[mg/Nm ³]	26–36	(85)

¹⁾ in Klammern: vorgeschriebener Grenzwert (auf 5 % O₂ bezogen).

Die Emissionen von SO₂ und H₂S liegen weit unter den vorgeschriebenen Grenzwerten (SO₂: 400 mg/Nm³; H₂S: 27 mg/Nm³; bezogen auf 5 % O₂), die Emissionsmessungen für NO_x, H₂S und Staub erfolgen diskontinuierlich, für SO₂ kontinuierlich.

3.1.3.3 Zellstoff Pöls AG (www.zellstoff-poels.at)

Am Standort Pöls werden etwa 320.000 t/a gebleichter Sulfat-Zellstoff in einem kontinuierlichen Kamyr-Kocher erzeugt, welcher zu 95 % auf dem freien Markt verkauft wird. Gleichzeitig werden 12.000 t/a holzfreies Papier auf einer Papiermaschine mit 215 cm Arbeitsbreite produziert. Dieses Produktionsprogramm zeigt, dass dieser Standort eigentlich als nicht integrierter Zellstoffproduzent konzipiert ist.

Im Jahr 2004 wurde eine Umweltverträglichkeitsprüfung für den Ausbau der Zellstoffproduktion auf 500.000 t/a beantragt. Im Zuge dieses Projektes soll u. a. ein Biomassekessel (BWL: 60 MW) errichtet und der derzeit in Reserve stehende Laugenkessel nachgerüstet werden.

Auch die Eigenstromerzeugung ist auf die nicht integrierte Zellstoffproduktion ausgerichtet. Mittels der Dampfproduktion der Zellstofffabrik wird jene Menge an Eigenstrom über eine Gegendruckturbine erzeugt, die etwa dem Eigenbedarf entspricht. Der anfallende Mittel- und Niederdruckdampf wird im Betrieb genutzt. Zur Spitzenabdeckung steht ein 17 MW Dampfkessel (Erdgas) zur Verfügung, der direkt Mittel- und Niederdruckdampf liefert. Vor allem im Sommerbetrieb wird Wärme auf der Ebene von Niederdruckdampf mit Kühlwasser abgeführt.

Die aus dem Kocher kommende Schwarzlauge wird in einer mehrstufigen Eindampfanlage auf ca. 75 % Trockensubstanz aufkonzentriert (Heizwert: 11–12 GJ/t). Die Brüdenkondensate werden gestrippt (Gewinnung von Methanol und Rohterpentin) und danach zum Make-up der Kochlauge rückgeführt. Die Biomasseabfälle der Zellstoffproduktion werden an andere Verwerter abgegeben. Es ist geplant, diese in Zukunft in einem betriebseigenen Kessel (siehe oben) zu verbrennen.

Am Standort stehen zwei Laugenkessel, wobei der ältere der beiden in kaltem Zustand in Reserve steht. Beide Kessel sind mit Elektrofiltern und Nasswäschern ausgerüstet. Neben dem Laugenkessel wird noch ein erdgasbefuerter Steamblock (BWL: 17 MW) betrieben.

Die Emissionsmessungen erfolgen kontinuierlich.

Tabelle 7: Betriebsdaten des neuen Laugenverbrennungskessels LK 2 der Zellstoff Pöls AG (Angaben des Betreibers).

Baujahr/Erneuerung		1992
Brennstoffwärmeleistung	[MW]	330
Dampfproduktion (480 °C, 70 bar)	[t]	300
Kapazität Lauge	[t TS/h]	80
Durchsatz 2001/2002	[t]	588.000
Wassergehalt der Lauge	[%]	ca. 25

Tabelle 8: Emissionen des Laugenverbrennungskessel LK 2, Daten 2002 (UMWELTBUNDESAMT 2004).

		Messung ³⁾	Grenzwert ⁴⁾
Rauchgasvolumen	[Nm ³ /h, tr.]	269.590	
SO ₂	[mg/Nm ³]	5,79	65 ¹⁾ /50
NO _x	[mg/Nm ³]	179,15	400
Staub	[mg/Nm ³]	1,42	50
CO	[mg/Nm ³]	50,33	–
TRS ²⁾	[mg/Nm ³]	0,1	5

¹⁾ mit Starkgasverbrennung

²⁾ TRS = total reduced sulphur, angegeben als H₂S

³⁾ JMW aus TMW berechnet, bzw. repräsentativer Stichprobenwert, wenn keine kontinuierliche Messung vorgeschrieben

⁴⁾ TMW, bei kontinuierlichen Messungen aus HMW ermittelt, Normbedingungen bezogen auf 5 % Rest-O₂

3.2 Das Sulfitverfahren

Allgemein ist zu sagen, dass die Bisulfitverfahren bei der Zellstoffherstellung ständig an Bedeutung verlieren. In den letzten zwanzig Jahren wurde keine Neuanlage mehr nach diesem Verfahrenstyp errichtet. Demzufolge finden derzeit auch keine wesentlichen Neuentwicklungen in der Prozesskette dieser Verfahren statt. Sie beschränken sich auf kleine Einzelprojekte mit kurzfristigem wirtschaftlichem Nutzen, wie z. B. Effizienzsteigerungen beim Energieeinsatz. Umweltrelevante Verbesserungen sind nur als Begleiterscheinung, nicht aber als primäre Zielsetzung zu erwarten.

3.2.1 Chemie des Sulfitaufschlusses

Hinsichtlich der verwendeten Rohstoffe und der Funktion des Aufschlusses – nämlich dem Lösen des Lignins – bestehen keine Unterschiede zum Sulfatverfahren. Daher ist die „Faserlinie“ (= das Verfahren) einer Sulfitzellstoffproduktion analog zu einer Sulfatzellstoffproduktion aufgebaut; der Unterschied der Verfahren besteht ausschließlich in den zum Kochen eingesetzten Chemikalien.

Ebenfalls unterschiedlich sind die Parameter des Kochvorganges, die sich im grundsätzlichen Aufbau der Faserlinie aber nicht niederschlagen. Das Kochverfahren wird ausschließlich in diskontinuierlichen Kochern betrieben. Speziell beim sauren Bisulfitverfahren muss während des Kochvorganges Schwefeldioxid nachgefördert werden. Dies ist bei einem kontinuierlichen Kocher nur sehr schwer möglich. Auch beim neutralen Bisulfitverfahren wurde die diskontinuierliche Fahrweise beibehalten.

Beim Aufschluss nach dem Sulfitverfahren werden sowohl Ester- als auch Etherbindungen durch Sulfonierung und nicht durch alkalische Hydrolyse gespalten. Durch die Anlagerung von Sulfonylgruppen (-SO₃H) wird das Lignin im sauren bis neutralen Bereich wasserlöslich gemacht.

Auch beim Sulfitverfahren fällt die Ablauge mit sehr geringer Konzentration nach der Stoffwäsche an und muss eingedampft werden. Im Gegensatz zum Sulfatverfahren gehen beim Sulfitverfahren bei der Eindampfung erhebliche Mengen der Aufschlusschemikalien – nämlich Schwefeldioxid – mit den Eindampfkondensaten verloren. Der Verlust wird durch Strippen der Kondensate so gering wie möglich gehalten, ist aber nicht auf Null reduzierbar.

Auch sind beim Sulfitverfahren vergleichsweise mehr organische Bestandteile (v. a. hydrolysierte Zucker) in der Eindampfung flüchtig. Die Eindampfkondensate können nicht wieder in den Prozess zurückgeführt werden, sondern müssen in einer Abwasserreinigungsanlage behandelt werden. Der Trockensubstanzgehalt nach der Eindampfung beträgt ca. 55 bis 60 %.

3.2.2 Laugenverbrennung

Die Verbrennung der Ablauge erfolgt im Unterschied zum Sulfatverfahren in einem Schritt: Die Lauge wird unter leichtem Sauerstoffüberschuss in oxidierender Atmosphäre verbrannt. Bei der Verbrennung werden die Aufschlusschemikalien in eine feste Phase (Magnesiumoxid in der Asche) und eine gasförmige Phase (Schwefeldioxid im Rauchgas) gespalten. Die Wertstoffe müssen getrennt gesammelt und wieder zusammengeführt werden.

Die Dicklauge wird beim Sulfitverfahren auch in einer Zweistufenverbrennung verfeuert; dies aber vor allem, um die NO_x-Emissionen kontrollieren zu können. Es wird aber von Beginn an Sauerstoffüberschuss eingesetzt, um den Ausbrand der Chemikalien sicher zu gewährleisten und die hohen Temperaturen zu erreichen, die verfahrenstechnisch erforderlich sind.

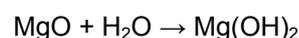
Wesentlich bei diesem Verfahren ist, dass im Zuge der Verbrennung reines Magnesiumoxid erhalten wird, welches nicht durch unverbrannte Rußpartikel verunreinigt ist.



Diese Reaktion findet im Feuerraum oberhalb einer Temperatur von ca. 1.250 °C statt.

3.2.2.1 Chemischer Mechanismus der Chemikalienrückgewinnung

Das Magnesiumoxid wird als Feststoff abgeschieden und in einer Aufschlammung hydratisiert.





Im nächsten Schritt wird das Schwefeldioxid aus dem Rauchgas unter Bildung von Magnesiumbisulfit ausgewaschen. Damit wird die Aufschlusschemikalie wieder gebildet.



Die erhaltene Lösung wird in der Kochsäureherstellung unter Zusatz der Make-up-Chemikalien auf diejenige Konzentration gebracht, die für den Kochvorgang erforderlich ist. Beim sauren Bisulfitverfahren wird auch während des Kochens zusätzlich freies Schwefeldioxid in den Kocher eingedrückt.

Die Herstellung der Kochsäure hängt vom Verfahren ab: Im Fall des sauren Bisulfitverfahrens wird aus der Dünnsäure der Rauchgasreinigung durch Zugabe der Make-up-Chemikalien Magnesiumoxid und Schwefeldioxid die Kochsäure hergestellt. Schwefeldioxid kommt aus den Starkgasen der Kocherei und der Eindampfanlage, das Make-up wird heutzutage zumeist als verflüssigtes Gas eingesetzt (früher wurde es in eigenen Schwefelverbrennungsöfen oder Pyrit-Röstöfen vor Ort hergestellt).

Für das neutrale Bisulfitverfahren kann das Schwefel-Make-up in der Form von elementarem Schwefel im Laugenkessel mitverbrannt werden. Die Dünnsäure, welche die nasse Rauchgasreinigung verlässt, ist dann bereits die einsetzbare Kochsäure.

3.2.2.2 Detailbeschreibung des Feuerraumes

Ein Laugenverbrennungskessel nach dem Sulfitverfahren unterscheidet sich im Prinzip nicht wesentlich von einem Kessel, der für die Verbrennung von konventionellen flüssigen Brennstoffen mit hohem Aschegehalt oder für Kohlenstaub ausgelegt ist. Bei der Gestaltung des Feuerraumes muss allerdings darauf Rücksicht genommen werden, dass die Asche (Magnesiumoxid) einen strahlend weißen Belag an den Kesselwänden bildet und somit den Wärmeübergang durch Strahlung stark herabsetzt. Die Temperatur im Feuerraum muss mindestens 1.250 °C betragen, damit die Zersetzung der Schwefel-Magnesium-Verbindungen zu Magnesiumoxid und Schwefeldioxid stattfindet. Die Nutzung des Wärmeinhaltes der Rauchgase erfolgt in einem konventionellen Zweizugkessel. Der Sauerstoffgehalt im Reingas liegt bei den österreichischen Laugenverbrennungskesseln zwischen 5 und 7 %.

3.2.2.3 Rauchgasreinigung und Chemikalienrückgewinnung

Die Abscheidung der festen Bestandteile (Magnesiumoxid) erfolgt in einem Elektrofilter, wobei die Auslegung der Staubfilter einen Reingasgehalt von max. 50 mg/Nm³ gewährleisten soll. Der abgeschiedene Magnesiumoxidstaub wird aufgeschlämmt und zu Magnesiumhydroxid hydratisiert. Diese Suspension wird in der nassen Rauchgasreinigung als Waschlösung eingesetzt, um dort die Schwefelkomponente der Aufschlusschemikalien zurückzugewinnen.

Nach der Entstaubung gelangt das Rauchgas über einen Rauchgassättiger (Einspritzkühlung) in eine drei- und mehrstufige Rauchgaswäsche, in der im Gegenstrom zum Rauchgasweg Magnesiumhydroxidlösung als Waschmedium geführt wird.

Die einzelnen Wäscherstufen sind pH-Wert gesteuert; in ihnen wird die so genannte „Dünnsäure“ erzeugt.

Die Ablauge wird möglichst fein verteilt in den Feuerraum eingeblasen. Durch die Explosion der feinen Tröpfchen kann es zur Bildung von Aerosolen kommen, die in der nachfolgenden nassen Rauchgasreinigung nicht mehr zur Gänze abgeschieden werden können. Neben der Aerosolbildung beeinflussen bei einem Nasswäscher noch andere Faktoren die Abscheideleistung für Staub. Ein wesentlicher Faktor ist die Frischwasserbeaufschlagung der letzten Stufe und die Effizienz des letzten Tropfenabscheiders vor dem Kamineintritt. Die Dimensionierung und die Frischwasserbeaufschlagung des letzten Tropfenabscheiders werden hauptsächlich von wirtschaftlichen Faktoren bestimmt.

Die Staubemissionen der österreichischen Laugenverbrennungskessel (Sulfitverfahren) liegen zwischen 0,5 und 93 mg/Nm³ (Monatsmittelwerte).

3.2.2.4 Reduktion der Stickoxide

Primäre (feuerungstechnische) Maßnahmen

Das Niveau der Stickoxidemissionen beim Sulfitverfahren liegt bei österreichischen Anlagen ohne den Einsatz von Sekundärmaßnahmen zwischen rund 180 und 350 mg/Nm³ (Sauerstoffgehalt: 5 %).

Dem Einsatz von primären feuerungstechnischen Maßnahmen ist prozessbedingt eine Grenze gesetzt, da im Feuerraum eine Temperatur von zumindest 1.250 °C erreicht werden muss, um die Zersetzung der Aufschlusschemikalien zu gewährleisten. Die hohen Temperaturen bedingen jedoch eine erhöhte Stickoxidkonzentration beim Austritt aus dem Feuerraum.

Sekundäre Minderungsmaßnahmen – Selektive Nicht Katalytische Reduktion (SNCR)

An einem Standort in Österreich wurde ein Laugenkessel mit einer SNCR-Anlage nachgerüstet. Mit dieser Maßnahme konnte die Stickoxidemission von ca. 350 mg/Nm³ auf durchschnittlich rund 250 mg/Nm³ abgesenkt werden (bezogen auf 7 % O₂ im Rauchgas).

Sekundäre Minderungsmaßnahmen – Selektive Katalytische Reduktion (SCR)

Technisch ist nach der Entstaubung (Rohgasschaltung) und auch nach der Nasswäsche (Reingasschaltung) die Möglichkeit gegeben, dieses Verfahren zur Minderung der Stickoxidemissionen einzusetzen. Es ist allerdings keine Anlage bekannt, die für eines der beiden Prinzipien als Referenz (Laugenverbrennungskessel mit SCR ausgerüstet) dienen könnte. Bei Einbau einer SCR-Anlage wäre eine Minderung auf eine Reingaskonzentration von 70–100 mg/Nm³ möglich.

3.2.3 Anlagen in Österreich

In Österreich wird an vier Standorten das Sulfitverfahren mit Magnesium als zugehöriger Base angewendet. Drei Anlagen arbeiten nach dem sauren Magnesium-Bisulfitverfahren, eine Anlage (Sappi Austria) verwendet das neutrale Magnesium-Bisulfitverfahren.

3.2.3.1 Lenzing AG (www.lenzing.com)

Der Standort Lenzing ist aus der Sichtweise des Faserrohstoffes gesondert zu betrachten. Die am Standort nach dem sauren Magnesium-Bisulfitverfahren erzeugten rund 130.000 t/a Sulfit Zellstoff dienen nicht der Herstellung von Papier, sondern werden zur Gänze für die Produktion von Chemiefasern eingesetzt.

Zu diesem Zweck wird auch der Herstellungsprozess nach anderen Gesichtspunkten geführt, als dies bei der Zellstoffherstellung für die Papierproduktion der Fall ist. Der Faserrohstoff für die Papierproduktion in der Höhe von 69.000 t/a Papier wird zur Gänze zugekauft.

Am Standort Lenzing werden zwei Energieanlagen betrieben: die Energieanlage I (bestehend aus den Kesseln 1 K6 und 1 K7) wird der Viskosefaserproduktion zugeordnet, die Energieanlage II der Zellstoffproduktion (siehe Kapitel 4.8.4).

Im Jahr 1998 wurde zusätzlich noch ein Wirbelschichtkessel zur Verbrennung von Abfällen errichtet (Kessel 1 K8). Dieser wird von der Reststoffverwertung Lenzing GmbH (RVL) betrieben und ist der Energieanlage I zugeordnet.

Die erzeugte Energie (Strom und Wärme) wird innerhalb der Lenzing AG verwertet. Die Speisewasserversorgung für alle Energieanlagen umfasst die Prozesse Vollentsalzung, Entgasung, Hydrazinzugabe und Erwärmung. Der Wirbelschichtkessel 1 K8 wird im Rahmen dieser Studie nicht näher betrachtet, da er als Abfallverbrennungsanlage betrieben wird.

Tabelle 9: Wesentliche Daten zur Energieanlage I (siehe dazu auch Kapitel 4.8.4; UMWELTBUNDESAMT 2004).

Energieanlage I (2001)			
Brennstoffeinsatz (GJ)	Leistungsdaten	Rauchgasreinigung	Bemerkung
Kessel: 1 K6			
Erdgas/Heizöl mittel Erdgas: 525.390	BWL: 140 MW Dampf: max. 140 t/h (500 °C; 79 bar)	keine	gemeinsamer Schornstein (152 m) für 1 K6, 1 K7 und 1 K8 (RVL); Genehmigungsbescheid: 1973
Kessel: 1 K7			
Erdgas: 115.000 Kohle: 1.067.285 Heizöl S: 27.979 Rinde: 963.938 (Eigen- und Fremdbezug) Späne: 163.005 Schlamm: 155.099 Sonstige: 124.127	BWL: 104 MW Dampf: max. 120 t/h (500 °C; 79 bar)	Gewebefilter Trockensorptionsverfahren	Feststoffe (Rinde, interne Reststoffe) werden in einer Aufbereitungsanlage zerkleinert und über Gurtförderer zum Kessel befördert. Schlamm: 5.024 t TS Mischschlamm (Primär- und Belebtschlamm + Flockungsmittel) und 9.767 t TS biol. Schlamm aus eigener ARA Inbetriebnahme: 1986

Zur Stromerzeugung stehen drei Entnahme-Kondensationsturbinen und eine Gegendruckturbine zur Verfügung, wobei diese auch zur Erzeugung von Prozessdampf genutzt wird.

Die Kesselanlagen der Energieanlage II dienen der Energie- und Dampferzeugung, aber auch der Chemikalienrückgewinnung. Daher werden diese Anlagen im engen Verbund mit den Produktionsanlagen des Zellstoffbereiches gefahren.



Die gebrauchte Kochsäure (Dicklauge) wird in einer siebenstufigen Eindampfanlage (EDA) auf ca. 62 % Trockensubstanz eingedickt. Diese hoch konzentrierte Lösung wird in den Laugenverbrennungskesseln (Kesselbezeichnung: 2 K6 und 2 K7) verbrannt.

Im Kessel 2 K8 werden eingedampfte alkalische Abwässer (ca. 60 % TS) aus der OPE-Stufe der Bleichanlage und Abfall-Lauge aus der Dialyse der Presslauge (Bereich Viskoseherstellung) mit Erdgas-Stützfeuer verbrannt. Die Brüden aus der OPE-Eindampfanlage werden kondensiert und als Prozesswasser in der Bleichanlage verwendet. Der erzeugte Dampf wird in den Überhitzer des Kessels 2 K7 geleitet. Aus der Sodaasche und -schmelze wird eine Sodalösung hergestellt, welche zur Neutralisation des Abwassers verwendet wird.

Tabelle 10: Wesentliche Daten zu den Laugenverbrennungskesseln (Energieanlage II) (UMWELTBUNDESAMT 2004).

Energieanlage II (2001)			
Brennstoffeinsatz (GJ)	Leistungsdaten	Rauchgasreinigung	Bemerkung
Dicklauge: 3.896.628	Kessel: 2 K5 BWL: 52,3 MW	Nasswäsche zur Rückgewinnung von MgO und SO ₂	Reservekessel; Reststunden-Nutzung nach § 12 LRG-K (Genehmigung: 1965); gemeinsamer Schornstein mit 2 K6
Heizöl + Altöl: 247.670 (bis 3 % S)	Kessel: 2 K6 BWL: 68,8 MW Dampf: 100 t/h (490°C; 72 bar)		gemeinsamer Schornstein mit 2 K5 (85 m); Genehmigung: 1977
Erdgas: 21.214	Kessel: 2 K7 BWL: 85,9 MW Dampf: 72 t/h (490°C; 72 bar)		eigener Schornstein (85 m); Genehmigung: 1991
Sonstige: 4.389	Kessel: 2 K8 BWL: 13 MW	Gewebefilter	Entsorgung von Bleicherei-Abwässern („Sodakessel“); Genehmigung: 1991
Sodalauge: 271.994			

Zusätzlich gibt es noch einen Erdgas befeuerten Kessel (2 K9; BWL: 26 MW), welcher in Spitzenzeiten den Prozessdampfbedarf deckt.

Für die Stromerzeugung stehen zwei Gegendruckturbinen, eine Vorschaltturbine und insgesamt fünf Wasserturbinen entlang der Ager zur Verfügung. Der in den Gegendruckturbinen erzeugte Dampf wird in ein Niederdruckdampfnetz eingespeist und als Prozessenergie genützt.

Aus den Abgasen der Laugenverbrennungskessel werden SO₂ und MgO mittels Venturiwäschern und Absorptionsstufen abgeschieden. Die in den Venturiwäschern entstehende Suspension aus Mg(OH)₂ wird eingedickt und zur Absorption des SO₂ benutzt. Das gereinigte Rauchgas der Energieanlage II enthält zwischen 100 und 225 mg/Nm³ SO₂, rd. 65 mg/Nm³ Staub und rd. 300 mg/Nm³ NO_x (siehe Tabelle 11). Die aus den Absorberstufen austretende Säure wird als Rohsäure für den Kochprozess genutzt oder in die Monosulfitspaltanlage geschickt. In dieser wird MgSO₃ thermisch zu den beiden Einsatzchemikalien MgO und SO₂ gespalten.

Tabelle 11: Typische Emissionswerte und behördliche Vorschriften der einzelnen Kessel (Angaben des Betreibers, BMLFUW/UMWELTBUNDESAMT 2002, UMWELTBUNDESAMT 2004).

Kesselbezeichnung	Staub (mg/Nm ³)	NO _x (mg/Nm ³)	SO ₂ (mg/Nm ³)	CO (mg/Nm ³)
2 K5, 2 K6, 2 K7¹⁾				
Emissionen	29 (2 K5) 93 (2 K6) 45 (2 K7)	250 (2 K5) 250 (2 K6) 352 (2 K7)	100–225	10–20
Grenzwert	100 (2 K6) 50 (2 K7)	– (2 K6) 380 (2 K7)	1.000 (2 K6) 650 (2 K7)	– (2 K6) 175 (2 K7)
vorgeschriebene Messart	jeweils alle drei Jahre	keine Messung für 2 K5 und 2 K6 ²⁾ ; alle drei Jahre für 2 K7	kontinuierlich	kontinuierlich
2 K8¹⁾				
Emissionen	1–5	324	–	6–20
Grenzwert	30	400	–	175
vorgeschriebene Messart	kontinuierlich	jeweils alle drei Jahre	–	kontinuierlich

¹⁾ jeweils bezogen auf 5 % O₂

²⁾ Es werden allerdings auf freiwilliger Basis Einzelmessungen durchgeführt.

Für die Messung der NO_x-Emissionen der Laugenverbrennungskessel 2 K5 (dieser wird derzeit als Ersatzkessel eingesetzt und soll Ende des Jahres 2006 demontiert werden) und 2 K6 gibt es keine behördlichen Vorschriften.

Laut Auskunft des Betreibers ist die Inbetriebnahme eines neuen Laugenverbrennungskessels 2 K10 für den Herbst 2006 geplant. Ein dementsprechendes Vorprojekt wurde bereits bei der zuständigen Behörde am 10.03.2004 eingereicht. Im Zuge der Errichtung des neuen LVKS wird der Reservekessel 2 K5 demontiert und der bestehende Kessel 2 K6 in Reserve (voraussichtliche Betriebsstunden: 1.000 h/a) gestellt.

Für den neuen Laugenverbrennungskessel 2 K10 werden folgende Grenzwerte gelten (bezogen auf 5 % O₂, Normbedingungen):

- NO_x325 mg/Nm³
- Staub50 mg/Nm³
- SO₂300 mg/Nm³ (stationärer Betrieb); 650 mg/Nm³ (Sonderfahrweise)

Der neue Kessel 2 K10 wird mit einem kontinuierlich arbeitenden NO_x-Messsystem ausgestattet sein.

Nach Inbetriebnahme des neuen Laugenverbrennungskessels 2 K10 wird die Laugenverbrennungskapazität erhöht. Durch die neue Anlagenkonstellation wird eine Senkung der emittierten Staubfrachten um 7,5 % und eine Erhöhung der NO_x-Frachten um 8,6 % (jeweils im Jahresdurchschnitt) erwartet (LENZING AG 2005).

3.2.3.2 M-Real Hallein AG (www.m-real.com)

Am Standort Hallein werden 140.000 t/a Magnefit-Zellstoff in diskontinuierlichen Kochern erzeugt. Der Zellstoff wird nach einer so genannten TCF-Sequenz (Total Chlorine Free) gebleicht. Am Standort werden zusätzlich ca. 260.000 t/a holzfreie gestrichene Papiere auf zwei Papiermaschinen von je 380 cm Arbeitsbreite erzeugt.

Der Standort war gemeinsam mit Kematen (Mondi Business Paper Austria AG) der letzte, der die Kreislaufschließung vollzog. Hallein ist kein vollständig integriertes Zellstoffwerk, da Faserrohstoff auch zugekauft wird. Die Wärmeerzeugung der Zellstofffabrik reicht nicht aus, um den Wärmebedarf der gesamten Fabrik zu decken. Neben dem Laugenkessel wird noch ein Kraftwerk, bestehend aus einem Hochdruckkessel (Brennstoff: EG oder HS, BWL: 54 MW) und vier Steamblocks (Brennstoff: EG; BWL: je 19 MW) betrieben. Dieses Kraftwerk übernimmt auch gleichzeitig die Funktion des Ausgleichs der Lastspitzen.

Die Dicklauge (eingesetzte Menge ca. 309.000 t/a) aus der Kochung wird in einer mehrstufigen Eindampfanlage (EDA) auf ca. 56 % Trockensubstanz eingengt. Der konzentrierte Teil der Brüden aus der EDA wird einer Strippung unterzogen. Dabei wird vor allem SO₂ ausgetrieben, das in der biologischen Kläranlage stören würde. Das SO₂ wird in die Rauchgasentschwefelungsanlage des Laugenverbrennungskessels geleitet.

Der LVK ist mit einer Entstaubungsanlage (Elektrofilter) und einer Rauchgasentschwefelungsanlage (REA) ausgestattet, die Teil des Chemikalienkreislaufs sind. In beiden Kaminen (Kraftwerk und LVK) werden kontinuierlich Staub, SO₂ und NO_x gemessen, im Kamin des Kraftwerkes zusätzlich noch CO.

Aus der Abwärme des Rauchgases des LVK wird Fernwärme ausgekoppelt.

Die konzentrierte Dicklauge wird im LVK gemeinsam mit dem Biogas aus der anaeroben Abwasserbehandlung und Heizöl schwer als Stützfeuerung zur Energiegewinnung verbrannt. Die Brennstoffwärmeleistung beträgt 85 MW. Der Hochdruckdampf wird über eine Gegendruckturbine verstromt und danach in das Betriebsdampfnetz eingespeist.

Die Asche des Kessels und der Elektrofilterstaub bestehen zu einem Großteil aus dem für die Kochung benötigten MgO. Es wird mit Wasser aufgeschlämmt und dient in der Rauchgasentschwefelungsanlage (REA) zur Absorption des SO₂. Die Suspension wird sodann mit frischem MgO und SO₂ zum Ausgleich von Verlusten versetzt und wieder als Kochsäure eingesetzt.

In der Tabelle 12 sind Schadstoffkonzentrationen und Emissionsgrenzwerte (Halbstundenmittelwerte) der Anlagen der M-Real Hallein AG (Emissionserklärung 2003, Bescheid) dargestellt.

Tabelle 12: Betriebsdaten des Laugenverbrennungskessels (UMWELTBUNDESAMT 2004).

Laugenverbrennungskessel				
Parameter		Emission		Grenzwert lt. Bescheid
Rauchgasvolumen, tr.	[Nm ³ /h]	119.190–134.345		
SO ₂	[mg/Nm ³]	46	(max. 139)	200 ¹⁾²⁾
NO _x /NO ₂	[mg/Nm ³]	177	(max. 222)	350 ¹⁾
Staub	[mg/Nm ³]	13	(max. 27)	50 ¹⁾
CO	[mg/Nm ³]	34,8 (max. 94,7)		175 (Richtwert)

¹⁾ tr., 5 % O₂

²⁾ höherer Grenzwert im Sauerbetrieb (z. B. Revision der Eindampfanlage)

Der Grenzwert für H₂S-Emissionen wurde mit 20 mg/Nm³ festgelegt, Emissionsdaten sind dem Umweltbundesamt aber nicht bekannt.

3.2.3.3 SAPPI Austria AG (www.sappi.com)

Am Standort Gratkorn werden ca. 240.000 t/a Magnesit-Zellstoff (mittels neutralem Magnesium-Bisulfit-Verfahren) in sieben diskontinuierlichen Kochern zu je 350 m³ erzeugt. Der Zellstoff wird nach einer TCF-Bleichsequenz gebleicht.

Am Standort werden zusätzlich rund 800.000 t/a holzfreie gestrichene Papiere auf zwei Papiermaschinen mit 645 cm und 850 cm Arbeitsbreite erzeugt. Der Standort importiert erhebliche Mengen an Faserrohstoff. Die Wärmeerzeugung der Zellstofffabrik ist nicht in der Lage, den gesamten Wärmebedarf der Produktion zu decken. Am Standort werden außer dem Laugenkessel noch zwei Wirbelschichtkessel (BWL: 133 und 25 MW, siehe Kapitel 4.8.5 und 4.8.6) und sechs Dampfkessel (Gesamt-BWL: 70 MW; Brennstoff: Erdgas) betrieben.

Der Laugenverbrennungskessel wurde in den Jahren 1976/1977 errichtet und hat eine nominale Brennstoffwärmeleistung von 123 MW. Das Schwefel-Make-up für den Prozess wird direkt in den Kessel in Form von Elementarschwefel zugegeben und verbrannt. Die Reinigung der Rauchgase erfolgt über Elektrofilter und eine sechsstufige Nassreinigung.

Es liegen außer für SO₂ keine kontinuierlichen Messwerte vor. Emissionen und Emissionsgrenzwerte sind in Tabelle 13 angegeben.

Tabelle 13: Emissionen SAPPI Austria AG (TÜV-Messung 2000; Angaben des Betreibers; SAPPI 2003, UMWELTBUNDESAMT 2003b).

	NO _x (mg/Nm ³) ¹⁾	Staub (mg/Nm ³) ¹⁾	SO ₂ (mg/Nm ³) ¹⁾
Emission	234–300	4,1–30	270–300
Grenzwert	400	100	450
Art der Messung	alle drei Jahre	alle drei Jahre	kontinuierlich

¹⁾ bezogen auf 5 % O₂

3.2.3.4 Mondi Business Paper Austria AG

Am Standort in Kematen/Ybbs werden ca. 49.000 t/a Sulfit-Zellstoff in drei diskontinuierlichen Kochern erzeugt. Am Standort werden zusätzlich rund 100.000 t/a holzfreie Papiere auf zwei Papiermaschinen erzeugt. Der zusätzlich benötigte Faserrohstoff wird zugekauft.

Der Standort Kematen/Ybbs betreibt zur Deckung des Energiebedarfs außer dem Laugenkessel noch einen Gaskessel. Beide Kessel beliefern über eine Hochdruckdampfschiene eine Gegendruck-Entnahmeturbine.

Die Umstellung auf das Magnesium-Bisulfitverfahren erfolgte 1987/1988; im Zuge dessen wurden auch der Laugenkessel und die Gegendruck-Entnahmeturbine errichtet. Der Laugenkessel ist damit einer der zuletzt gebauten Laugenkessel für Sulfitablaugen und entspricht dem Stand der Technik.

Im Laugenkessel wird der Primärschlamm der betriebsinternen Kläranlage mitverbrannt. Der Schlamm wird in seiner Konsistenz so aufbereitet (homogenisiert, vermahlen), dass er der Dicklauge vor der Verbrennung zugesetzt werden kann. Im Prinzip ist diese Möglichkeit bei allen Laugenkesseln (Sulfit-, aber auch Sulfat-Kesseln) gegeben.

Tabelle 14: Daten des Laugenkessels der Mondi Business Paper Austria AG (Angaben des Betreibers).

Baujahr/Erneuerung		1987/88
Brennstoffwärmeleistung	[MW]	21,5
Kapazität Lauge	[t TS/h]	15
Durchsatz 2001/2002	[t]	100.000
Wassergehalt der Lauge	[%]	ca. 44
Rauchgasvolumen trocken	[Nm ³]	38.000

Tabelle 15: Emissionen des Laugenkessels der Mondi Business Paper Austria AG (Angaben des Betreibers; UMWELTBUNDESAMT 2003b).

Schadstoff	Konzentration (mg/Nm ³)	Grenzwert (mg/Nm ³) ¹⁾
NO _x	250	400
Staub	0,5	85
SO ₂	20–50	400
H ₂ S	k. A.	27

¹⁾ auf 5 % O₂ bezogen; NH₃ auf 0 % O₂ bezogen

Der Wert für Stickoxide wird mit Hilfe der (nachgerüsteten) SNCR-Technologie erreicht. Diese Schaltung ist jedoch einmalig, es ist kein anderer Sulfit-Laugenverbrennungskessel mit einer SNCR-Anlage bekannt.

3.3 Ermittlung von Minderungspotenzialen

3.3.1 Grenzwerte

Die Genehmigung und der Betrieb von Laugenverbrennungskesseln ist im Emissionsschutzgesetz für Kesselanlagen (EG-K, BGBl. Nr. I 150/2004) geregelt, welches das Luftreinhaltegesetz (LRG-K, BGBl. Nr. 380/1988) abgelöst hat. Die Grenzwerte des LRG-K wurden direkt ins EG-K übernommen, d. h. Anlagen, welche vor dem 1. Jänner 1989 erstmalig genehmigt wurden, erfuhren hinsichtlich der Grenzwerte keine Änderung. In der Luftreinhalteverordnung für Kesselanlagen (LRV-K, BGBl. Nr. 19/1989 i. d. g. F.) wurden für Anlagen, welche nach dem 1. Jänner 1989 erstmalig genehmigt wurden, strengere bzw. zusätzliche Grenzwerte festgelegt.

In der Tabelle 16 sind die Grenzwerte des EG-K, bzw. der LRV-K für Laugenverbrennungskessel angegeben. Zusätzlich werden die relevanten Grenzwerte der europäischen Großfeuerungsanlagen-Richtlinie (GFA-RL, 2001/80/EC) und der deutschen 13. Verordnung zur Durchführung des Bundesimmissionsschutzgesetzes (13. BImSchV) aufgelistet. In der 13. BImSchV werden Ablaugen als feste Brennstoffe behandelt. Die GFA-RL schreibt NO_x -Grenzwerte für den Einsatz von Biomasse in „neuen Neuanlagen (i. e. Anlagen, welche nach dem 27. November 2002 erstmalig genehmigt wurden)“ vor, während für Neuanlagen (und für „neue Neuanlagen“ hinsichtlich des Parameters Staub) nur Grenzwerte für den Einsatz von festen Brennstoffen vorgeschrieben sind.

Tabelle 16: Gesetzlich vorgeschriebene Grenzwerte für NO_x und Staub für die Verbrennung von Ablaugen.

Gesetz bzw. Richtlinie	NO_x -Grenzwert [mg/m ³]	Staub-Grenzwert [mg/m ³]	Bemerkung
EG-K (HMW, 5 % O ₂)	kein Grenzwert	100	Emissionsmessung laut ÖNORM M 9464
LRV-K (HMW, 5 % O ₂)	400	50	Genehmigung nach dem 1. Jänner 1989; kont. Messung von Staub (ab 10 MW) und NO_x (ab 30 MW)
	Biomasse:	feste Brennstoffe:	
GFA-RL (TMW, 6 % O ₂)	50–100 MW: 400 100–300 MW: 300 > 300 MW: 200	50–100 MW: 50 > 100 MW: 30	Genehmigung ab dem 27. November 2002
GFA-RL (MMW, 6 % O ₂)	feste Brennstoffe: 50–500 MW: 600 > 500 MW: 500	feste Brennstoffe: < 500 MW: 100 > 500 MW: 50	Genehmigung zwischen 1. Juli 1987 und 27. November 2002; bzw. für ältere Anlagen ab dem 1. Jänner 2008
13. BImSchV (TMW, 6 % O ₂)	50–100 MW: 350 100–300 MW: 300 > 300 MW: 200	20	HMW darf das Doppelte des TMW nicht überschreiten
13. BImSchV – Altanlagen (TMW, 6 % O ₂)	50–100 MW: 500 100–300 MW: 400	50–100 MW: 30 > 100 MW: 20	HMW darf das Doppelte des TMW nicht überschreiten; Genehmigung vor dem 27. November 2002

HMW..... Halbstundenmittelwert; TMW..... Tagesmittelwert; MMW..... Monatsmittelwert

Während in der 13. BImSchV auch Grenzwerte für die CO-Emissionen aus Laugenverbrennungskesseln (250 mg/Nm³ TMW bzw. 500 mg/Nm³ HMW) vorgeschrieben sind, fehlen diesbezügliche Regelungen in der GFA-RL und in den österreichischen Gesetzen und Verordnungen.

Die angegebenen Grenzwerte der LRV-K sind Halbstundenmittelwerte und auf 5 % O₂ im Verbrennungsgas bezogen.

Gemäß Emissionsschutzgesetz für Kesselanlagen (EG-K) ist eine kontinuierliche Messung von Luftschadstoffen (Staub, SO₂, CO und NO_x) im Einzelfall vorzuschreiben. Die Luftreinhalteverordnung für Kesselanlagen (LRV-K) sieht für feste Brennstoffe eine kontinuierliche Messung für Staub und CO ab einer Anlagengröße von 10 MW und für SO₂ und NO_x ab einer Anlagengröße von 30 MW vor.

Laut Auskunft des TÜV Österreich ist die kontinuierliche Messung von Staub und NO_x in einem gesättigten (nassen) Rauchgas kompliziert und die Wartung und Kalibrierung aufwändig. Dies ist neben fehlenden gesetzlichen Vorgaben ein zweiter Grund, warum noch nicht alle Laugenverbrennungskessel in Österreich mit kontinuierlichen Messsystemen ausgerüstet sind.

In einigen bestehenden Anlagen in Österreich wurden jedoch schon kontinuierliche Messverfahren für Staub, SO₂, NO_x und CO installiert. Die Entwicklung der Messsysteme kann am Beispiel der Kessel der Lenzing AG verfolgt werden: Für die Messung der NO_x-Emissionen der alten Laugenverbrennungskessel 2 K5 und 2 K6 gibt es keine behördlichen Vorschriften, bei den Kesseln 2 K7 und 2 K8 (Sodakessel) erfolgt alle drei Jahre eine Einzelmessung (siehe Tabelle 17). Laut Auskunft des Betreibers wird ein geplanter neuer Laugenverbrennungskessel 2 K10 (Inbetriebnahme Herbst 2006) mit einem kontinuierlichen NO_x-Messsystem ausgestattet sein.

Tabelle 17: Art der behördlich vorgeschriebenen Emissionsmessungen der einzelnen Kessel in Lenzing (UMWELTBUNDESAMT 2004).

	2 K6	2 K7	2 K8
Bescheid	1977	1991	1991
BWL (MW)	68,8	85,9	13,06
Staub	alle drei Jahre	alle drei Jahre	kontinuierlich
NO _x	keine NO _x -Messung ¹⁾	alle drei Jahre	alle drei Jahre
SO ₂	kontinuierlich	kontinuierlich	–
CO	kontinuierlich	kontinuierlich	kontinuierlich

¹⁾ Es werden allerdings auf freiwilliger Basis Einzelmessungen durchgeführt.

BWL Brennstoffwärmeleistung

3.3.2 BAT für die Produktion von Sulfatzellstoff

3.3.2.1 NO_x

Das BAT-Referenzdokument (BREF PULP AND PAPER 2001) enthält in Bezug auf die Minderung von NO_x bei Laugenverbrennungskesseln folgende Techniken und Emissionswerte:

- Minderung der NO_x-Emissionen durch die Kontrolle der Feuerungsbedingungen und durch gutes Vermischen und Verteilen der Verbrennungsluft,
- Minderung der NO_x-Emissionen durch geeignetes Design des LVKs.

Im Kapitel BAT werden spezifische Frachten am Beispiel einer Reihe von Anlagen angeführt. Diese reichen von 0,66 bis 1,86 kg NO_x/Adt. Der LVK der Zellstoff Pöls AG ist mit einem Wert von 1,6 kg NO_x/Adt angeführt (alle Werte wurden 1997 erhoben).

Für die Produktion von Zellstoff (d. h. für den LVK, für den Kalkofen und für die Verbrennung reduzierter Schwefelverbindungen, aber nicht für sonstige Hilfskessel wie z. B. Steamblocks und Wirbelschichtkessel) wird ein BAT-Wertebereich von 1,0–1,5 kg NO_x/Adt angegeben (die Papiererzeugung in integrierten Werken ist in diesem Bereich nicht inbegriffen).

Als erreichbare Werte für NO_x-Emissionen aus dem Laugenverbrennungskessel werden im Kapitel BAT folgende Werte genannt: 80–120 mg NO_x/Nm³ (entsprechend 40–60 mg NO_x/MJ) bzw. 0,7–1,1 kg NO_x/Adt.

Alle BAT-Werte sind als Tagesmittelwerte angegeben und werden auf einen Sauerstoffgehalt von 5 % bezogen.

Anmerkung:

Das BAT-Dokument "Pulp and Paper" wird derzeit aktualisiert; das Kick-off-Meeting fand vom 13. bis 15. November 2006 in Sevilla statt. Seitens der Industrie wurde schon im Vorfeld des Revisionsprozesses darauf aufmerksam gemacht, dass die oben angeführten BAT-Werte – auch bei Installation entsprechender Technologien – nicht von allen Laugenverbrennungskesseln erreicht werden können.

Als relevante Parameter für die Minderung der NO_x-Emissionen wurden angeführt:

- Art der Behandlung von Schwachgasen und Starkgasen – diese können entweder im Laugenverbrennungskessel, im Kalkofen oder in einem eigenen Destruktionsofen mitverbrannt werden.
- der Trockensubstanzgehalt der Ablauge,
- der N-Gehalt in der Ablauge (abhängig vom N-Gehalt des Holzes und der kappa-Zahl),
- die Größe und Geometrie des Kessels (diese hat Einfluss auf die Nachrüstbarkeit einer vierten Luftebene),
- Lastfaktor des Laugenverbrennungskessels,
- das Verhältnis der CO zu den NO_x-Emissionen.

Im Rahmen der Revision des BAT-Dokumentes soll der Einfluss oben angeführter Parameter auf das Emissionsverhalten der Laugenverbrennungskessel dargestellt und gegebenenfalls eine detaillierte Definition der mit BAT assoziierten Werte erstellt werden. Die Revision des BAT-Dokumentes soll im Jahr 2008 abgeschlossen werden.

3.3.2.2 Staub

Mittels BAT werden Emissionen von 30–50 mg/Nm³ erreicht. Moderne Anlagen erreichen diese Werte mittels Elektrofilter, alte Anlagen mittels Elektrofilter und nassem Wäscher.

Moderne Anlagen, welche mit Elektrofilter und nassem Wäscher ausgerüstet sind, erreichen durch eine verbesserte Auslegung des Wäschers 15 mg/Nm³.

Alle BAT-Werte sind als Tagesmittelwerte angegeben und werden auf einen Sauerstoffgehalt von 5 % bezogen.



3.3.2.3 CO

Für CO-Emissionen werden keine BAT-Werte angegeben.

3.3.3 BAT für die Produktion von Sulfitzellstoff

3.3.3.1 NO_x

Laut BAT-Referenzdokument (BREF PULP AND PAPER 2001) wird eine Minderung der NO_x-Emissionen durch die Kontrolle der Feuerungsbedingungen erzielt. Es wird erwähnt, dass sekundäre Minderungsmaßnahmen zwar verfügbar sind, aber üblicherweise nicht eingesetzt werden.

Im Kapitel BAT werden spezifische Frachten am Beispiel einer Reihe von Anlagen angeführt. Diese reichen von 0,85 kg NO_x/Adt bis 2,8 kg NO_x/Adt. Der LVK der Ybbstaler Zellstoffwerke (heutige Mondi Business Paper Austria AG) ist mit einem Wert von 1,5 kg NO_x/Adt angeführt (die Werte wurden im Jahr 1997 oder 1998 erhoben).

Für die Produktion von Zellstoff (d. h. für den LVK und für die Verbrennung flüchtiger organischer Verbindungen, aber nicht für sonstige Hilfskessel wie z. B. Steamblocks und Wirbelschichtkessel) wird ein BAT-Wertebereich von 1,0–2,0 kg NO_x/Adt angegeben (die Papiererzeugung in integrierten Werken ist in diesem Bereich nicht inbegriffen).

Als mit BAT erreichbare Werte für NO_x-Emissionen aus Laugenverbrennungskesseln werden im Kapitel BAT folgende Werte genannt: 200–300 mg NO_x/Nm³ bzw. 1,0–2,0 kg NO_x/Adt.

Alle BAT-Werte sind als Tagesmittelwerte angegeben und werden auf einen Sauerstoffgehalt von 5 % bezogen.

3.3.3.2 Staub

BAT ist die Installation von Elektrofiltern und nassen Wäschern. Damit werden Emissionswerte von 5–20 mg/Nm³ erreicht.

Alle BAT-Werte sind als Tagesmittelwerte angegeben und werden auf einen Sauerstoffgehalt von 5 % bezogen.

3.3.3.3 CO

Für CO-Emissionen werden keine BAT-Werte angegeben.

3.3.4 Anlagen in Europa

Dem Umweltbundesamt wurden Emissionsdaten von schwedischen Anlagen für die Produktion von Sulfatzellstoff zur Verfügung gestellt. Es wird bei diesen Angaben nur zwischen der Produktion von gebleichtem und ungebleichtem Zellstoff unterschieden:

Tabelle 18: Emissionsdaten schwedischer Anlagen (SEP 2000).

Anzahl der Anlagen	Jahresmittelwert (mg NO _x /Nm ³ ; 5 % O ₂)	Spezifische Fracht (kg NO _x /Adt)
	Min. Wert: 88	
	Mittelwert: 168	
30 Anlagen (Werte aus 1999)	Max. Wert: 248	
Produktion von gebleichtem Zellstoff (15 Anlagen; Werte aus 2000)		Min. Wert: 0,96 Mittelwert: 1,3 Max. Wert: 1,77
Produktion von ungebleichtem Zellstoff (7 Anlagen; Werte aus 2000)		Min. Wert: 0,74 Mittelwert: 1,2 Max. Wert: 1,57

Durch den Umbau eines bestehenden LVK (Einbau eines vielstufigen Systems zur Zufuhr von Verbrennungsluft) soll die spezifische Emission einer Anlage (Produktion von ungebleichtem Zellstoff) von 0,93 auf 0,66 kg NO_x/Adt gesenkt werden.

3.3.5 Referenzwerte – NO_x

Basierend auf den bisherigen Ausführungen, den Angaben des BAT-Referenzdokuments (BREF PULP AND PAPER 2001) und Informationen aus Kapitel 3.3.4 werden Minderungspotenziale auf Basis folgender Referenzwerte errechnet:

Tabelle 19: Referenzwerte für die Berechnung von Minderungspotenzialen.

	Sulfatverfahren (mg/Nm ³)	Anmerkung
Szenario Sulfat 1	150	mittels Primärmaßnahmen in Österreich erreicht (TMW, 5 % O ₂)
Szenario Sulfat 2	120	oberer BAT-Wert (TMW, 5 % O ₂)
Szenario Sulfat 3	80	unterer BAT-Wert (TMW, 5 % O ₂)
	Sulfitverfahren (mg/Nm ³)	Anmerkung
Szenario Sulfit 1	300	Primärmaßnahmen bzw. SNCR; entspricht oberem BAT-Wert (TMW, 5 % O ₂)
Szenario Sulfit 2	200	Primärmaßnahmen bzw. SNCR; entspricht unterem BAT-Wert (TMW, 5 % O ₂)
Szenario Sulfit 3	100	mittels SCR (TMW, 5 % O ₂)

TMW Tagesmittelwert

3.3.6 Technische Minderungspotenziale – NO_x

Auf Basis der Emissionsdaten der Laugenkessel der österreichischen Anlagen und der Referenzwerte lassen sich die in Tabelle 20 und Tabelle 21 dargestellten technischen Minderungspotenziale berechnen.

Tabelle 20: Technische Minderungspotenziale österreichischer Laugenkessel für NO_x, errechnet auf Basis der Emissionsdaten – Sulfatverfahren.

Sulfatverfahren			
Anlage	Emission (mg/Nm ³)	Emission (t/a) ¹⁾	Minderungspotenzial (t/a) ¹⁾
Nettingsdorfer (93 MW)	200	176	Szenario 1 (150): 44
			Szenario 2 (120): 70
			Szenario 3 (80): 106
Mondi Packaging (80 bzw. 45 MW)	150 bzw. 158	237	Szenario 1 (150): 4
			Szenario 2 (120): 51
			Szenario 3 (80): 112
Pöls (330 MW)	180	408	Szenario 1 (150): 68
			Szenario 2 (120): 136
			Szenario 3 (80): 227

Anmerkung: Im Rahmen der Revision des BAT-Dokumentes soll der Einfluss folgender Parameter auf das Emissionsverhalten der Laugenverbrennungskessel dargestellt werden:

- Art der Behandlung von Schwachgasen und Starkgasen,
- der Trockensubstanzgehalt der Ablauge,
- der N-Gehalt in der Ablauge,
- die Größe und Geometrie des Kessels,
- Lastfaktor des Laugenverbrennungskessels,
- das Verhältnis der CO zu den NO_x Emissionen.

Basierend auf den neuen Erkenntnissen soll eine Neubewertung der BAT-Werte erfolgen.

¹⁾ Die Emissionsfrachten und die Minderungspotenziale wurden anhand der Konzentrationen, der spezifischen Rauchgasvolumina und einer angenommenen jährlichen Betriebszeit von 8.400 h errechnet. Angaben in gerundeten Zahlen.

 Tabelle 21: Technische Minderungspotenziale österreichischer Laugenkessel für NO_x, errechnet auf Basis der Emissionsdaten – Sulfitverfahren.

Sulfitverfahren			
Anlage	Emission (mg/Nm ³)	Emission (t/a) ¹⁾	Minderungspotenzial (t/a)
Hallein (85 MW)	177–222	193–242	Szenario 1 (300): 0
			Szenario 2 (200): 0–24
			Szenario 3 (100): 84–133
Mondi Business Paper Austria (21,5 MW)	250	80	Szenario 1 (300): 0
			Szenario 2 (200): 16
			Szenario 3 (100): 48
Lenzing (155 MW – ohne Reserve)	250 bzw. 352	489	Szenario 1 (300): 46
			Szenario 2 (200): 170
			Szenario 3 (100): 329
Sappi Austria (123 MW)	234–300	304–390	Szenario 1 (300): 0
			Szenario 2 (200): 44–130
			Szenario 3 (100): 174–260

¹⁾ Die Emissionsfrachten und die Minderungspotenziale wurden anhand der Konzentrationen, der spezifischen Rauchgasvolumina und einer angenommenen jährlichen Betriebszeit von 8.400 h errechnet. Angaben in gerundeten Zahlen.

In Summe ergeben sich folgende Minderungspotenziale:

- Sulfatverfahren – Szenario 1 (150 mg/Nm³): 116 t/a,
- Sulfatverfahren – Szenario 2 (120 mg/Nm³): 257 t/a,
- Sulfatverfahren – Szenario 3 (80 mg/Nm³): 445 t/a,
- Sulfitverfahren – Szenario 1 (300 mg/Nm³): 46 t/a,
- Sulfitverfahren – Szenario 2 (200 mg/Nm³): 230–340 t/a,
- Sulfitverfahren – Szenario 3 (100 mg/Nm³): 636–771 t/a.

Es sei erwähnt, dass die berechneten technischen Potenziale auf Basis allgemein erreichbarer Emissionswerte errechnet wurden. Bei einigen Laugenkesseln werden die Emissionen nicht kontinuierlich gemessen. Dadurch können sich Abweichungen der gemessenen Emissionen von den tatsächlichen Emissionen ergeben.

Bei einzelnen Anlagen kann aufgrund von örtlichen Gegebenheiten die Realisierung der Minderungspotenziale erschwert oder gar unmöglich sein (z. B. nur durch Kesselneubau realisierbar). Weitere Restriktionen können sich aus ökonomischen Gründen ergeben.

Zu beachten ist auch die Wechselwirkung der CO- und der NO_x-Emissionen. Eine Reduktion der NO_x-Emissionen durch feuerungstechnische Maßnahmen kann ohne optimierte Kontrolle der Verbrennungsbedingungen zu einer Erhöhung der CO-Emissionen führen.

Bei Maßnahmen, die den Wirkungsgrad einer Anlage negativ beeinflussen und damit zu Leistungseinbußen führen, ist hinsichtlich NO_x auch die Emissionssituation des gesamten Standortes zu betrachten. Oftmals muss die verlorene Leistung durch die Verfeuerung anderer Brennstoffe kompensiert werden.

Generell sollte – falls die Berechnung der Minderungspotenziale auf Basis diskontinuierlicher Messdaten erfolgte – in einem ersten Schritt eine Evaluierung des Emissionsverhaltens des jeweiligen Laugenkessels (z. B. durch kontinuierliche Messungen) erfolgen.

3.3.7 Referenzwerte – Staub

Basierend auf den bisherigen Ausführungen und den Angaben des BAT-Dokumentes „Zellstoff- und Papiererzeugung“ werden Minderungspotenziale auf Basis folgender Referenzwerte errechnet:

Tabelle 22: Referenzwerte für die Berechnung von Minderungspotenzialen für Staub.

	Sulfatverfahren (mg/Nm³)	Anmerkung
Szenario Sulfat 1	50	oberer BAT-Wert (TMW, 5 % O ₂)
Szenario Sulfat 2	30	unterer BAT-Wert (TMW, 5 % O ₂)
Szenario Sulfat 3	15	bei modernen Anlagen mittels Elektrofilter und nassem Wäscher erreichbar
	Sulfitverfahren (mg/Nm³)	Anmerkung
Szenario Sulfit 1	20	oberer BAT-Wert (TMW, 5 % O ₂)
Szenario Sulfit 2	5	unterer BAT-Wert (TMW, 5 % O ₂)

3.3.8 Technische Minderungspotenziale – Staub

Auf Basis der Emissionsdaten der Laugenkessel der österreichischen Anlagen und der Referenzwerte lassen sich die in Tabelle 23 und Tabelle 24 dargestellten technischen Minderungspotenziale berechnen.

Tabelle 23: Technische Minderungspotenziale österreichischer Laugenkessel für Staub, errechnet auf Basis der Emissionsdaten – Sulfatverfahren.

Sulfatverfahren			
Anlage	Emission (mg/Nm ³)	Emission (t/a) ¹⁾	Minderungspotenzial (t/a)
Nettingsdorfer (93 MW)	26–36	23–32	Szenario 1 (50): 0
			Szenario 2 (30): 0–5
			Szenario 3 (15): 10–19
Mondi Packaging (80 bzw. 45 MW)	44 bzw. 15	52	Szenario 1 (50): 0
			Szenario 2 (30): 14
			Szenario 3 (15): 29
Pöls (330 MW)	1,4	3	Szenario 1 (50): 0
			Szenario 2 (30): 0
			Szenario 3 (15): 0

¹⁾ Die Emissionsfrachten und die Minderungspotenziale wurden anhand der Konzentrationen, der spezifischen Rauchgasvolumina und einer angenommenen jährlichen Betriebszeit von 8.400 h errechnet. Angaben in gerundeten Zahlen.

Tabelle 24: Technische Minderungspotenziale österreichischer Laugenkessel für Staub, errechnet auf Basis der Emissionsdaten – Sulfitverfahren.

Sulfitverfahren			
Anlage	Emission (mg/Nm ³)	Emission (t/a) ¹⁾	Minderungspotenzial (t/a)
Hallein (85 MW)	13	14	Szenario 1 (20): 0
			Szenario 2 (5): 9
Mondi Business Paper Austria (21,5 MW)	1	0,3	Szenario 1 (20): 0
			Szenario 2 (5): 0
Lenzing (155 MW – ohne Reserve)	93 bzw. 45	106 ²⁾	Szenario 1 (20): 74
			Szenario 2 (5): 98
Sappi Austria (123 MW)	4,1–30	5–39	Szenario 1 (20): 0–13
			Szenario 2 (5): 0–33

¹⁾ Die Emissionsfrachten und die Minderungspotenziale wurden anhand der Konzentrationen, der spezifischen Rauchgasvolumina und einer angenommenen jährlichen Betriebszeit von 8.400 h errechnet. Angaben in gerundeten Zahlen.

²⁾ Bildung von Aerosolen durch hohen Kaliumanteil des Holzes



In Summe ergeben sich folgende Minderungspotenziale:

- Sulfatverfahren – Szenario 1 (50 mg/Nm^3): 0 t/a,
- Sulfatverfahren – Szenario 2 (30 mg/Nm^3): 0–19 t/a,
- Sulfatverfahren – Szenario 3 (15 mg/Nm^3): 39–48 t/a,
- Sulfitverfahren – Szenario 1 (20 mg/Nm^3): 74–87 t/a,
- Sulfitverfahren – Szenario 2 (5 mg/Nm^3): 107–139 t/a.

Es sei erwähnt, dass die berechneten technischen Potenziale auf Basis allgemein erreichbarer Emissionswerte errechnet wurden. Bei einigen Laugenkesseln werden die Emissionen nicht kontinuierlich gemessen, wodurch sich Abweichungen der gemessenen Emissionen von den tatsächlichen Emissionen ergeben können.

Bei einzelnen Anlagen kann aufgrund von örtlichen Gegebenheiten die Realisierung der Minderungspotenziale erschwert oder gar unmöglich sein (z. B. nur durch Anlagenneubau realisierbar). Weitere Restriktionen können sich aus ökonomischen Gründen ergeben.

Beim Sulfatverfahren besteht der emittierte Staub zum überwiegenden Teil aus dem wasserlöslichen Neutralsalz Natriumsulfat. Die vergleichsweise geringen toxikologischen Eigenschaften dieses Staubes sollten bei der Beurteilung der Emissionsfracht berücksichtigt werden.

In Lenzing wird im Gegensatz zu den anderen österreichischen Produzenten von Sulfitzellstoff vorwiegend Buche eingesetzt. Durch einen vergleichsweise hohen Kalium-Gehalt der Buche kommt es zur Bildung von Aerosolen. Diese können nicht mehr abgeschieden werden und bedingen erhöhte Staubemission.

Generell sollte – falls die Berechnung der Minderungspotenziale auf Basis diskontinuierlicher Messdaten erfolgte – eine Evaluierung des Emissionsverhaltens des jeweiligen Laugenkessels (z. B. durch kontinuierliche Messungen) erfolgen.

4 WIRBELSCHICHTKESSEL DER ÖSTERREICHISCHEN PAPIER- UND ZELLSTOFFINDUSTRIE

Derzeit werden bei den österreichischen Zellstoff- und Papiererzeugern sieben Wirbelschichtkessel mit einer gesamten BWL von rund 450 MW betrieben. Als Brennstoffe werden v. a. Stein- und Braunkohle, Rinde, Altholz, Papier, Biogas und diverse Schlämme verbrannt. In dieser Studie nicht berücksichtigt sind die Anlagen der AVE-Reststoffverwertung Lenzing (RVL) und der Thermischen Reststoffverwertung (TRV) Niklasdorf, welche als Abfallverbrennungsanlagen ausgerüstet sind und als solche betrieben werden.

4.1 Allgemeine Verfahrensbeschreibung

In einer Wirbelschichtfeuerung werden Brennstoffe/Abfälle in ein (durch Verbrennungsluft) fluidisiertes Sandbett eingetragen. Die Brennstoffe/Abfälle werden mit der Verbrennungsluft in einem Temperaturbereich zwischen 750 und 900 °C zu Rauchgas und Asche umgesetzt. Der Sand dient als Bettmaterial für die Wirbelschicht, wodurch folgende verfahrenstechnische Ziele umgesetzt werden:

- Die eingebrachten Brennstoffe/Abfälle werden im Bett verteilt.
- Im fluidisierten Bett erfolgt ein rascher Wärmeübergang und somit ein guter Temperaturengleich.
- Die Wärmeabgabe an Heizflächen erfolgt im Bett mit hohen Wärmeübergangszahlen.
- Aufgrund der hohen Masse und der gleichmäßigen Temperatur ist das Wirbelbett ein guter Wärmespeicher.
- Durch das Bettmaterial erfolgt eine rasche Aufheizung des eingebrachten Brennstoffes/Abfalls und damit eine spontane Reaktion.

Bei Leistungen bis zu 50 MW werden in der Regel stationäre, bei höheren Leistungen zirkulierende Wirbelschichtfeuerungen eingesetzt. Bei stationären Systemen wird ein Sandbett durch die Primärluft, welche über Düsen eingebracht wird, in Schwebelage gehalten. Bei zirkulierenden Systemen wird Sand mit den Rauchgasen aus dem Feuerraum über einen Zyklon geführt. Im Tauchrohr des Zyklons strömen Rauchgase mit feiner Asche ab. Sand und grobe Asche werden im Zyklon abgeschieden und in den unteren Bereich des Feuerraumes zurückgeführt.

Die große Menge an Sand im Feuerraum nivelliert die Feuerraumtemperatur und unterstützt eine gute Durchmischung von Brennstoffen/Abfällen, Zuschlagsstoffen und Rauchgasen.

Leichte Ascheteilchen gelangen als Flugasche in den Abgasstrom, schwere Teile sinken im Bett ab und werden gemeinsam mit dem Bettmaterial über den Bettmaterialabzug trocken ausgetragen. Metallteile fallen trocken, abgekühlt und sandgestrahlt gemeinsam mit körnigem Bettmaterial an und lassen sich daher leicht separieren.

Eine Senkung von Emissionen kann durch folgende Maßnahmen im Feuerraum erfolgen:

- Installation einer gestuften Verbrennung zur Minderung der NO_x -Bildung,
- Zugabe von Ammoniak oder von Ammoniak bildenden Verbindungen in den Feuerraum (nicht katalytische Stickoxidreduktion),
- Sicherstellen einer ausreichenden Verweilzeit, Temperatur und Turbulenz im Feuerraum zur Minderung von CO und organischen Schadstoffen,
- Zugabe von Kalk oder Kalkstein zur Entschwefelung.

Je nach Auslegung können die Feuerräume von Wirbelschichtanlagen in den Kessel integriert oder als separate ausgemauerte, adiabate Feuerungen ausgeführt werden. Darüber hinaus besteht die Möglichkeit, Tauchheizflächen und Aschekühler zur Ableitung der Wärme aus der Feuerung zu installieren. Zur Temperaturführung der Feuerung können daher folgende Prozessschritte verwendet werden:

- Rauchgasrezirkulation,
- geregelte Umlaufaschekühlung,
- gestufte Verbrennung.

Durch die spontane Verbrennung und durch die Vielzahl der Möglichkeiten der Temperaturführung können Wirbelschichtfeuerungen auf ein breites Heizwertband ausgelegt werden.

Die Konstruktion der Kessel hängt weitestgehend von den Eigenschaften der Aschen ab. Für Kohlefeuerung können beispielsweise sehr kompakte Kessel gebaut werden, während für bestimmte Abfälle Kessel mit großen Feuerräumen und Leerzügen bis zu einem Temperaturbereich von ca. 650 °C notwendig sind.

Als sekundäre Abgasreinigungsanlagen werden in Österreich in Abhängigkeit von Brennstoff bzw. Abfall und Anforderungen (durch Gesetz oder Bescheid) folgende Anlagen eingesetzt:

- Elektrofilter,
- Gewebefilter (auch mit Kalk- und Aktivkokseindüsung),
- Wäscher und
- katalytische Entstickungsanlagen (SCR, bei Abfallverbrennungsanlagen).

Bei Abfallverbrennungsanlagen (z. B. bei der Anlage der Reststoffverwertung Lenzing) sind die Rauchgasreinigungssysteme auf die Abscheidung der höchstmöglichen Schadstoffkonzentrationen ausgelegt, während bei vielen Wirbelschichtanlagen der Papier- und Zellstoffindustrie nur eine Entstaubung des Abgases stattfindet.

4.2 Brennstoff- und Abfallaufbereitung

Als Brennstoffe können in Wirbelschichtanlagen fossile Brennstoffe (Braun- und Steinkohle, Heizöl, Erdgas), Biomasse sowie betriebsinterne und externe Abfälle eingesetzt werden. Zusätzlich kann auch noch Klärschlamm mit TS-Gehalten zwischen 20 und 40 % (sowohl aus betrieblichen als auch aus kommunalen Abwasseranlagen) mitverbrannt werden.

Die maximal einsetzbare Menge an entwässertem Klärschlamm ist durch die Auslegung des Feuerraumes begrenzt. Bei einem zu großen Anteil an Klärschlamm sinkt die Feuerraumtemperatur ab. Der Energieinhalt von entwässertem Klärschlamm reicht in den meisten Fällen gerade aus, um die Abgasverluste des durch die Verbrennung des Klärschlammes erzeugten Abgases zu decken.

Der Beitrag zur Energieerzeugung ist daher meist vernachlässigbar, wie nachstehendes Beispiel zeigt:

- Heizwert der Trockensubstanz..... 12 MJ/kg
- Feuchtegehalt..... 80 %
- Brennstoffwärmeleistung der TS 2,5 MJ/kg Klärschlamm feucht
- Verdampfungsenthalpie Feuchte 2 MJ/kg Klärschlamm feucht
- Rauchgasmenge 2 Nm³/kg Klärschlamm feucht
- C_p-Wert Rauchgas:..... 1,4 kJ/Nm³
- Abgasverlust bei 200 °C Abgastemperatur und 24 °C Umgebungstemperatur
 $2 * 1,4 * 176 = 493 \text{ kJ/kg KS} \Rightarrow 0,5 \text{ MJ/kg KS f}$

⇒ Brennstoffwärmeleistung = Abgasverlust + Verdampfungsenthalpie

Die Anforderungen an die Aufbereitung von Brennstoffen/Abfällen hängen im Wesentlichen von der Ausführung der Feuerung, des Kessels und der Abgasreinigung ab. Naturgemäß macht es keinen Unterschied, ob Brennstoffe intern oder extern aufbereitet werden.

Bei Anlagen mit einem gemeinsamen Dosiersystem für alle festen Brennstoffe/Abfälle ist auf die homogene Einmischung einzelner Brennstofffraktionen besonderer Wert zu legen. Die gilt vor allem für Brennstoffe/Abfälle mit stark unterschiedlichen Eigenschaften hinsichtlich Heizwert und Dichte (z. B. Klärschlamm oder Biomasse).

Der Feuerraum begrenzt die zulässigen Bereiche für den Wassergehalt und den Heizwert. Wirbelschichtanlagen können zwar aufgrund der Vielzahl von Möglichkeiten der Temperaturbeeinflussung im Feuerraum auf ein breites Heizwertband ausgelegt werden, bei Unterschreitung des zulässigen Heizwertes ist jedoch mit einer Temperaturabsenkung im Feuerraum und damit verbundenen Emissionen von CO und Kohlenwasserstoffen zu rechnen.

Die Art des Düsenbodens und das System des Bettmaterialaustrages bestimmen die Charakteristik der tolerierbaren Störstoffe. Düsenböden mit verzweigten Luftleitungen bilden Angelpunkte für Drähte und sonstige Metallteile, wodurch sich im Düsenboden ein Geflecht bilden kann, das zu Störungen des Bettmaterialabzuges und überhöhten Druckverlusten führt. Bei offenen glatten Düsenböden mit auf Massefluss ausgelegten Abzugstrichtern gelingt der Austrag von Drähten und Nägeln bei einigen Anlagen sehr gut.

Der Kessel ist bestimmend für den zulässigen Gehalt von Chlor, Kalium und Natrium. Wenn Heizflächen im Temperaturbereich der Hochtemperaturchlorkorrosion betrieben werden, so ist der Gehalt von Chlor, Kalium und Natrium so gering zu halten, dass die Konzentration von Chloriden im Rauchgas unter der Sättigungskonzentration der Oberflächentemperatur der gefährdeten Heizflächen liegt. Der zulässige Chlorgehalt hängt von vielen komplexen Faktoren ab und ist daher schwer zu bestimmen. Ein wichtiger Faktor ist der Schwefelgehalt des Brennstoffes bzw. Abfalls. Obige Bedingung ist jedenfalls erfüllt, wenn bei einem Heizwert von 15 MJ/kg der Chlorgehalt des Brennstoffes bzw. Abfalls weniger als 0,1 % beträgt.

Die tolerierte Höhe der Emissionen von Umweltschadstoffen legt die Anforderungen an die Abgasreinigung fest. Insbesondere ist auf Chlor, Fluor, Staub, Stickoxide, Schwefel, Quecksilber, Schwermetalle und organische Schadstoffe zu achten. Bei Anlagen mit mäßiger Staubabscheidung sind die weniger flüchtigen Schwermetalle auch noch zu berücksichtigen.

4.2.1 Herkunft und Aufbereitung

Klärschlämme können aus betriebseigenen oder aus kommunalen Kläranlagen angeliefert werden. Als Aufbereitungsschritte können Stabilisierung, Entwässerung und Trocknung erfolgen.

Biomasse und Rinde werden in den meisten Fällen in externen Anlagen zerkleinert. Bei Einsatz von Althölzern ist eine Abscheidung von Störstoffen durch Magnetabscheider und Grobteilabscheider sinnvoll.

Kohle wird in zerkleinerter Form angeliefert und bedarf keiner externen Aufbereitung.

Abfälle sind hinsichtlich der Stückgröße und des Stör- und Schadstoffgehaltes aufzubereiten. Eine wirksame Beeinflussung des Schadstoffgehaltes erfolgt in der Praxis durch Verwendung von Fraktionen bekannter Herkunft und stichprobenartige Kontrolle. Als Aufbereitungsschritte zur Einhaltung der Stückgröße werden Siebung, Magnetabscheidung und Zerkleinerung eingesetzt.

Grundsätzlich können bei betriebsinterner Aufbereitung die gleichen Verfahrensschritte wie bei der externen Aufbereitung eingesetzt werden. Die betriebsinterne Aufbereitung bietet zusätzlich noch die Vorteile, dass überschüssige Energie aus Verbrennungsanlagen zur Trocknung effizient eingesetzt werden kann und die Abluft aus den Aufbereitungsschritten als Verbrennungsluft eingesetzt und gereinigt werden kann.

Da Aufbereitungsschritte wie Siebung und Zerkleinerung störanfällig sind, empfiehlt es sich, diese unabhängig von der Brennstoffdosierung einzusetzen. Daraus ergibt sich die Notwendigkeit der Zwischenlagerung von aufbereitetem Brennstoff vor der Dosierung.

4.2.2 Qualitätssicherung der Brennstoffe/Abfälle

Die Stückgröße der Brennstoffe/Abfälle kann in einfacher Weise durch Siebe geregelt werden. Bei Einsatz von Abfällen sind eine Deklaration des Lieferanten, die Aufbewahrung von Rückstellproben sowie stichprobenartige Analysen zu empfehlen bzw. gesetzlich vorgeschrieben (z. B. nach den ÖNORMEN S 2110 und S 2123). Als zusätzliche Kontrolle sind kontinuierliche Abgasanalysen und periodische Ascheanalysen zur indirekten Überprüfung der Brennstoffzusammensetzung leicht durchführbar.

4.3 Stationäre Wirbelschicht

Die stationäre Wirbelschichtfeuerung kann entweder in einem separaten Feuerraum oder in einem in den Kessel integrierten gekühlten Feuerraum angeordnet sein. Ein separater Feuerraum kann als adiabater Feuerraum ausgeführt sein oder eingebaute Heizflächen wie Tauchheizflächen oder Deckenheizflächen enthalten.

Im Wesentlichen besteht eine stationäre Wirbelschichtfeuerung aus folgenden Komponenten:

- Primärluftkammer,
- Bettascheabzug,
- Düsenboden,
- Wirbelbett,
- Freeboard.

Im Falle einer separaten Feuerung sind Primärluftkammer, Düsenboden, Wirbelbett und Freeboard als Blechkonstruktion mit einer feuerfesten Ausmauerung im Feuerraum ausgeführt. Im Falle einer in den Kessel integrierten stationären Wirbelschicht können diese Teile als Membranwandkonstruktion ausgeführt und in einen aufsteigenden Leerzug integriert sein.

Im Wirbelbett können Tauchheizflächen angeordnet sein.

Am Boden des Feuerraumes wird Primärluft eingedüst, wodurch ein Gemisch aus Sand, Asche und Brennstoff/Abfall in Schwebelage gehalten wird. Dadurch entsteht eine stationäre Wirbelschicht, in der Brennstoff entgast, vergast und verbrannt wird. Wärme aus dem Wirbelbett kann über – meist mit keramischem Material abgestampfte – Wandheizflächen oder über Tauchheizflächen an das umlaufende Wasser-Dampf-Gemisch abgegeben werden. Die Temperatur im Wirbelbett ist von folgenden Faktoren abhängig:

- Brennstoff/Abfallumsatz im Wirbelbett,
- Wärmeabgabe an das Wasser-Dampf-System,
- Vorwärmung der Verbrennungsluft,
- Durchsatz der Primärluft und des Rezirkulationsgases.

Der Brennstoffumsatz im Wirbelbett hängt von den Eigenschaften des Brennstoffes (v. a. Feuchte, Anteil flüchtiger Bestandteile und Stückgröße), der Betttemperatur und dem Sauerstoffangebot im Wirbelbett ab.

Die Wärmeabgabe aus dem Wirbelbett an das Wasser-Dampf-System ist wesentlich durch die Heizflächengestaltung und nur unwesentlich durch die Temperaturführung beeinflussbar.

Zur Regelung der Wirbelbetttemperatur werden daher die Rezirkulationsgasmenge durch das Wirbelbett und die Primärluftmenge herangezogen. Durch die Verteilung von Sekundärluft und in den Freeboard eingeblasenem Rezirkulationsgas auf mehrere Einblaseebenen kann das Temperaturprofil im Feuerraum eingestellt werden.

Eine hohe Turbulenz, ausreichende Verweilzeit und eine Temperatur von mehr als 800 °C im Freeboard gewährleisten einen guten Ausbrand der Rauchgase.

Feste Brennstoffe/Abfälle werden entweder mit einem Teilstrom der Verbrennungsluft eingeblasen, mit Wurfbeschickern über das Bett verteilt oder über Schurren in das Bett eingetragen. Je nach Brennstoffeigenschaften wird ein bestimmter Wasseranteil des Brennstoffes bereits vor Eintritt in das Wirbelbett verdampft und ein Teil der flüchtigen Bestandteile entgast. Eine gute Abstimmung zwischen Brennstoffdosierung und Luftzufuhr, eine gute Verteilung des Brennstoffes auf dem Bett und eine gleichmäßige Dosierung tragen wesentlich zu einer guten Verbrennung bei.



Mit Erdgas oder Heizöl gefeuerte Brenner können entweder als Muffelbrenner vor dem Luftkasten oder als Freeboardbrenner im Feuerraum angeordnet sein. Im Normalbetrieb kann ein Teil der unteren Sekundärluft und des Rezirkulationsgases über die Freeboardbrenner eingebracht werden. Beim Anfahrvorgang wird die gesamte Anlage mit diesen Brennern auf die notwendige Betriebstemperatur vorgewärmt. Beim Abfahrvorgang wird der Ausbrand des Wirbelbettes durch diese Brenner gewährleistet.

Bettmaterial kann entweder über Bettmaterialtrichter (bei offenen Düsenboden) oder über Schächte (bei geschlossenen Düsenboden) abgezogen werden. Im abgezogenen Bettmaterial enthaltene Störstoffe können ausgesiebt werden. Der Siebdurchfall wird bei Bedarf wieder in das Bett rückgeführt.

4.4 Extern zirkulierende Wirbelschicht

Im Gegensatz zur stationären Wirbelschicht wird bei der extern zirkulierenden Wirbelschicht das Bettmaterial nicht in Schwebelage gehalten, sondern mit dem gebildeten Abgasstrom durch den Feuerraum ausgetragen. Dazu sind Leerrohrgeschwindigkeiten im Feuerraum von ca. 6 bis 10 m/s notwendig. Dem Feuerraum sind ein oder mehrere Zyklone nachgeschaltet, in denen Bettmaterial aus dem Abgasstrom abgeschieden und über einen Siphon in den Feuerraum (im Bereich des Düsenbodens) rückgeführt wird. Im Siphon oder in einem Bypass zum Siphon können Aschekühler angeordnet werden. Bei Aschekühlern im Bypass ist eine geregelte Wärmeabfuhr aus der Umlaufschleife möglich. Damit kann die Feuerung über den gesamten Lastbereich an unterschiedliche Heizwerte und Wassergehalte des Brennstoffes/Abfalls angepasst werden.

Feste Brennstoffe/Abfälle können entweder im Bereich des Siphons oder direkt in den Feuerraum eingebracht werden. Durch die hohe Turbulenz im Feuerraum wird der eingebrachte Brennstoff/Abfall gut verteilt.

Die Zufuhr von Luft und Rezirkulationsgas erfolgt analog der stationären Wirbelschicht. Aufgrund der höheren Rauchgasgeschwindigkeit im Feuerraum ist bei gleicher Leistung der Feuerraumquerschnitt der extern zirkulierenden Wirbelschicht deutlich kleiner als bei einer stationären Wirbelschicht. Daher eignet sich die extern zirkulierende Wirbelschicht besser für hohe Leistungen.

4.5 Intern zirkulierende Wirbelschicht

Die intern zirkulierende Wirbelschicht besteht aus einer stationären und einer expandierenden Wirbelschicht. Das Bettmaterial sinkt in der stationären Wirbelschicht ab, wird in der expandierenden Wirbelschicht hochgefördert und über Prallabscheider auf die stationäre Wirbelschicht abgelenkt. Dadurch wird eine Zirkulation des Bettmaterials aufrechterhalten. Feste Brennstoffe werden auf die stationäre Wirbelschicht aufgebracht und in das Bettmaterial eingemischt.

4.6 Kesselanlage und Wasser-Dampf-Kreis

Eine Dampfkesselanlage besteht im Wesentlichen aus:

- Wasseraufbereitung,
- Speisewassersystem,
- Speisewasservorwärmer,
- Dampftrommel,
- Verdampfer,
- Überhitzer mit Einspritzkühler,
- Hochdruckdampfsystem,
- Turbine,
- Mittel- und Niederdruckdampfsystem,
- Kondensatsystem.

Die Wasseraufbereitungsanlage, das Speisewassersystem, die Turbine, das Mittel- und Niederdruckdampfsystem und das Kondensatsystem sind nicht mit Rauchgasen in Kontakt und daher unabhängig von der Art der eingesetzten Brennstoffe.

Bei Anlagenteilen mit Kontakt zum Rauchgas (z. B. Speisewasservorwärmer, Verdampfer und Überhitzer) sind die Eigenschaften der Rauchgase, die im Wesentlichen von der Brennstoffzusammensetzung abhängen, bei der Auslegung zu berücksichtigen.

4.6.1 Abhitzekeessel für Abfälle, biogene und fossile Brennstoffe

Abhitzekeessel können sowohl mit horizontalen als auch mit vertikalen Rauchgaszügen gebaut werden. Wenn die Feuerung in den Kessel integriert ist, geht der Feuerraum meist direkt in einen vertikalen Strahlungszug über, dessen Wandheizflächen vorwiegend als Verdampfer, teilweise auch als Überhitzer ausgeführt werden. Wie schon der Name sagt, wird bei Strahlungsheizflächen die Wärme durch Strahlung übertragen. Die Rauchgase durchströmen einbautenfreie Züge mit geringen Geschwindigkeiten und strahlen Wärme an die Wände ab. Die Wände sind als Membranwand (Rohr-Steg-Rohr) ausgeführt. Die Rohre werden bei Verdampfern von siedendem Wasser und bei Überhitzern von überhitztem Dampf durchströmt.

Ob weitere Strahlungszüge angeordnet werden, oder ob bereits bei hohen Temperaturen in Konvektionszüge übergegangen wird, hängt wesentlich von der Zusammensetzung der Brennstoffe ab. Bei Brennstoffen mit einem erheblichen Anteil an Alkalichloriden und mittelflüchtigen Schwermetallen wie Blei und Zink sind Aschen zu erwarten, die bei Temperaturen über 650 °C klebrige Eigenschaften aufweisen. In diesen Fällen empfiehlt es sich, Strahlungszüge bis zu einem Temperaturbereich von unter 650 °C anzuordnen, da diese einerseits weniger anfällig auf Anbackungen sind und andererseits im Betrieb leicht (beispielsweise mit Wasserbläsern) gereinigt werden können.

Bei Konvektionsheizflächen erfolgt der Wärmeübergang hauptsächlich durch Berührung. Sie können mit hängenden Heizflächen als horizontal durchströmte Bündel oder mit liegenden Heizflächen als vertikal durchströmte Bündel angeordnet werden. Bei hängenden Heizflächen ist eine Abreinigung durch Klopfen möglich. In Vertikalzügen werden Rußbläser oder Kugelregen eingesetzt.

Typische Ausführungsparameter für Bündel sind:

- Rohrdurchmesser 35–50 mm
- Längsteilung 80–100 mm
- Querteilung 80–100 mm
- Anzahl der Rohrreihen je Bündel..... 10–20
- Leerrohrgeschwindigkeit der Rauchgase 4–6 m/sec

Die Temperaturführung der Heizflächen hängt wesentlich vom Korrosionsverhalten der Rauchgase ab.

Bei konventionellen Brennstoffen kann die wirtschaftlich optimale Lösung mit weitestgehender Gegenstromführung angewandt werden. Dabei werden die heißen Überhitzerheizflächen im heißesten Bereich der Abgase angeordnet. Lediglich zur Temperaturhaltung im Feuerraum sind Verdampferheizflächen vorgeschaltet. Als Verdampferheizflächen werden meist die Kesselwände und Konvektionsheizflächen zwischen Überhitzer und Speisewasservorwärmer genutzt. Bei feuchten Brennstoffen mit niedrigem Heizwert werden den Speisewasservorwärmern häufig noch Luftvorwärmer nachgeschaltet.

Bei Abfällen, aber auch bei Biomasse besteht die Gefahr der Hochtemperaturchlorkorrosion. Rauchgase im Temperaturbereich über 400 °C enthalten gasförmige Alkalichloride in Sättigungskonzentration, die an der Rohrwand auskondensieren und teilweise flüssig bleiben. Nach Kristallisation sind diese Bestandteile weitestgehend unkritisch. Es ist daher nicht verwunderlich, wenn Rohre im Temperaturbereich der Abgase von mehr als 650 °C mit Wandtemperaturen über 450 °C besonders gefährdet sind. In der Praxis haben sich die in Abbildung 2 eingezeichneten Bereiche herauskristallisiert:

Bei Abfällen und bei Biomasse mit einem erhöhten Anteil an Alkalichloriden können daher Frischdampftemperaturen über 420 °C kaum ohne erhöhte Korrosionen oder Sondermaßnahmen gefahren werden. Teile des Überhitzers werden häufig im Gleichstrom betrieben, um den Übergangsbereich und den Korrosionsbereich möglichst zu vermeiden.

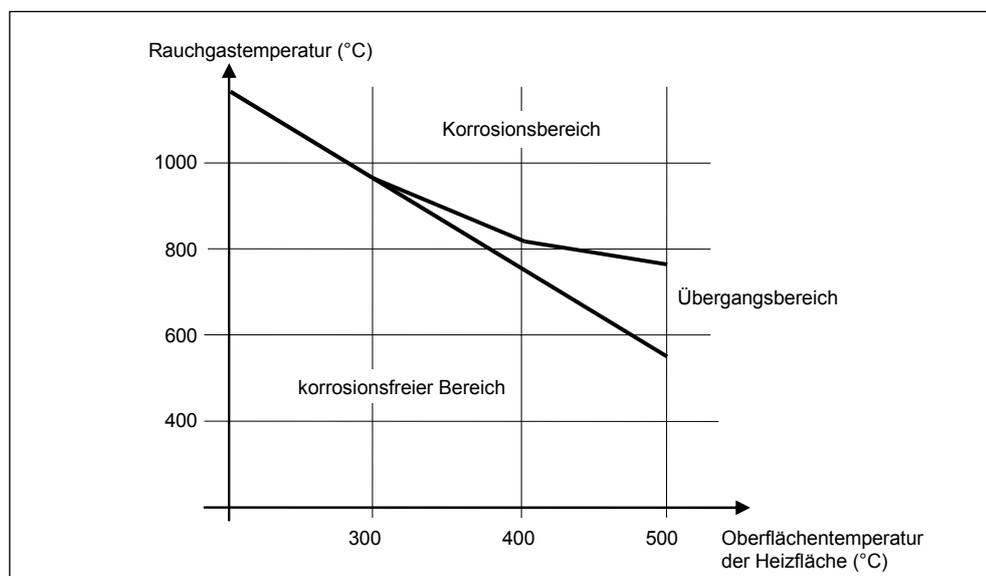


Abbildung 2: Abhängigkeit der Korrosion von der Temperatur.

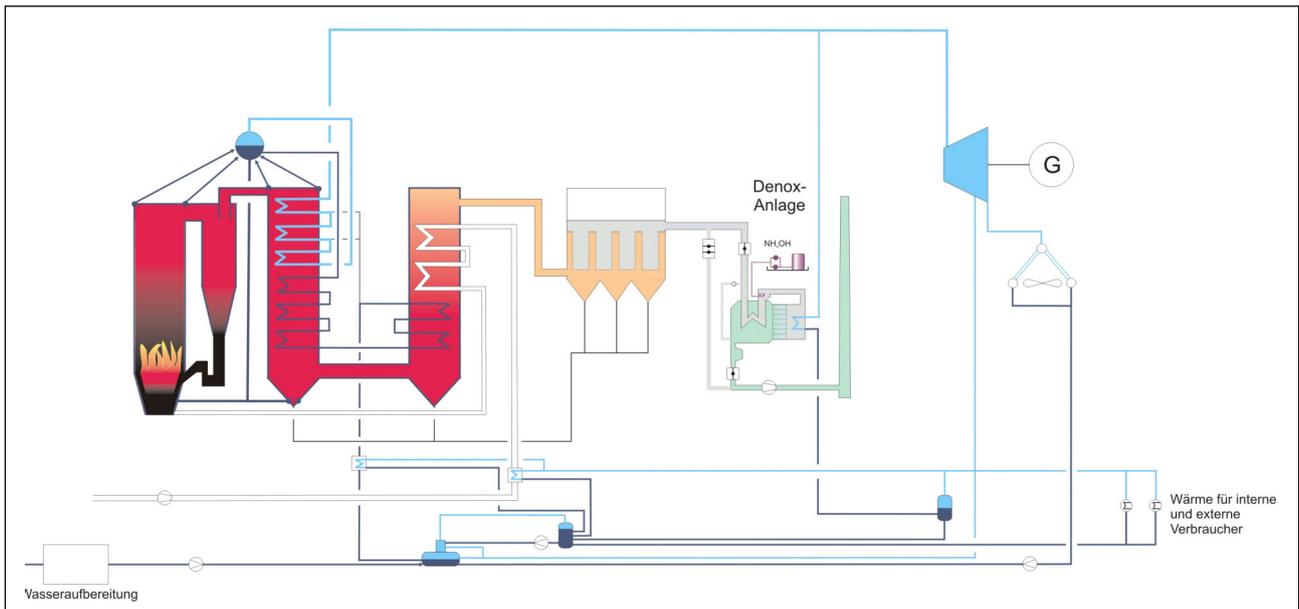


Abbildung 4: Wasser-Dampf-Kreislauf mit Entnahme-Kondensationsturbine (TBU STUBENVOLL 2004).

Bei wärmegeführter Kraft-Wärme-Kopplung, d. h. bei voller Nutzung der Abwärme werden Gegendruckturbinen eingesetzt.

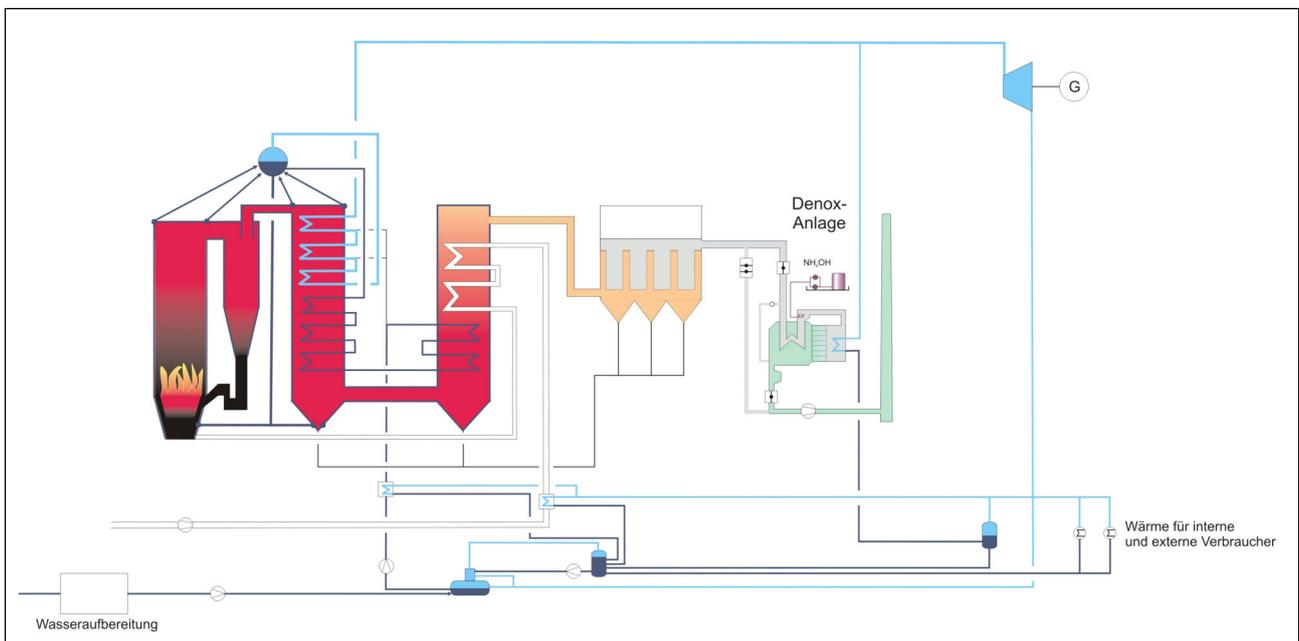


Abbildung 5: Wasser-Dampf-Kreislauf mit Gegendruckturbine (TBU STUBENVOLL 2004).

Besteht kein Wärmebedarf, beträgt der von der Turbine abgegebene Strom bei den üblichen Dampfparametern ca. 25–30 % der im Dampferzeuger umgesetzten Energie. Die überschüssige Energie muss in diesem Fall mit dem Kühlsystem abgeführt werden.



Die wesentlichen Verbraucher an elektrischer Energie sind die Verbrennungsluftventilatoren, Speisewasserpumpen und der Saugzugventilator. Der Eigenbedarf an elektrischer Energie liegt zwischen 2 und 3 % der Feuerungswärmeleistung.

Die wesentlichen Verbraucher an Wärme sind die Wiederaufheizungsstufen der Abgasreinigung, die Luftvorwärmung und die Speisewasservorwärmung.

Eine Wiederaufheizung wird nach nassen Rauchgasreinigungsanlagen und vor SCR-Reingasanlagen benötigt.

Zur Endaufheizung vor dem Katalysator wird Hochdruckdampf oder Erdgas verwendet. Die notwendige Energie zur Wiederaufheizung kann durch großzügig dimensionierte Wärmeverschiebesysteme gering gehalten werden.

Durch die Verwendung ausgekoppelter Wärme (in Form von Niederdruckdampf) zum Aufwärmen von Kondensat und Verbrennungsluft kann das Ausmaß der Verstromung erhöht werden.

Der Gesamtwirkungsgrad einer Anlage wird als Verhältnis von nutzbarer abgeführter Energie zu zugeführter Energie definiert.

Bei wärmegeführter Kraft-Wärme-Kopplung, d. h. bei voller Nutzung der Abwärme ist ein theoretischer Gesamtwirkungsgrad von bis zu 90 % erreichbar. Wird keine Wärme genutzt, beträgt der Gesamtwirkungsgrad bei den üblichen Dampfparametern nur ca. 25 %.

Bei erhöhten Dampfparametern kann bei reiner Verstromung ein Wirkungsgrad bis zu 30 % erreicht werden.

Die Auskopplung von Wärme vermindert die Ausbeute an Strom. Je höher die Enthalpie des ausgekoppelten Dampfes ist, umso geringer wird die erzeugte Menge an Strom.

Ein direkter Vergleich dieser Wirkungsgrade ist nur bedingt zulässig, da es sich im ersten Fall hauptsächlich um Wärme auf niedrigem Temperaturniveau und im anderen Fall um elektrischen Strom handelt.

4.7 Gasreinigungsverfahren

4.7.1 Trockene und halbtrockene Abgasreinigungsverfahren

Trocken- und Halbtrockenverfahren werden hauptsächlich zur Abscheidung geringer Schadstofffrachten eingesetzt. Zumeist dienen sie als Abgasreinigungsanlagen für eine Vielzahl von Schadstoffen wie HCl, HF, SO₂, Schwermetalle, PCDDs/PCDFs und Staub.

Diese Anlagen bestehen im Wesentlichen aus einem Trockenreaktor oder Sprühabsorber und einer anschließenden Staubabscheidung mit entsprechenden Nebenanlagen zur Manipulation von Adsorptionsmittel und abgeschiedenem Staub.

Zur Staubabscheidung dienen Gewebefilter oder Elektrofilter. Bei Gewebefiltern wirkt der an den Geweben aufgebaute Filterkuchen als zusätzlicher Adsorptionsreaktor. Gewebefilter zeichnen sich auch bei Feinstaub durch eine hohe Abscheideleistung aus.

Je nach Anwendungsfall werden verschiedene Adsorptionsmittel verwendet. Zur Abscheidung von SO_2 wird meist $\text{Ca}(\text{OH})_2$ verwendet. Bei Halbtrockenverfahren wird eine Suspension von Kalkmilch im Sprühabsorber zerstäubt und getrocknet, bei Trockenverfahren wird Kalkstein pulverförmig im Trockenreaktor mit den Rauchgasen vermischt. Bei den derzeit in Österreich in Betrieb befindlichen Wirbelschichtanlagen ist kein Halbtrockenverfahren installiert. Die Reaktionen mit den Schadstoffen erfolgen im gesamten Rauchgasweg ab der Einbringung des Adsorptionsmittels bis zur Staubabscheidung. Zur Verminderung des Kalkbedarfes wird häufig ein Teil des bereits abgeschiedenen Staubes in den Trockenreaktor oder Sprühabsorber oder in die Rauchgasleitung vor der Staubabscheidung rückgeführt. Zur Adsorption von gasförmigen Schwermetallen und deren Verbindungen und gasförmigen organischen Verbindungen kann Aktivkoks eingeblasen werden.

Als Rückstand aus diesem Verfahren fällt bei der reinen SO_2 -Abscheidung ein Gemisch aus Calciumsulfid, Calciumsulfat und Kalk an. Im Fall der Abscheidung von zusätzlichen Schadstoffen enthalten die Rückstände noch Salze aus abgeschiedenen Säuren, wie CaCl_2 und CaF_2 , sowie Stäube, welche Schwermetalle, organische Schadstoffe und Adsorptionsmittel (z. B. Aktivkoks) enthalten können.

Um die Vermischung von Flugasche mit den Rückständen der (halb)trockenen Abgasreinigung zu vermindern, können Vorabscheider für Staub (z. B. Zyklone) vor der Kalkeindüsung angeordnet werden.

4.7.2 Nasse Abgasreinigungsverfahren

Bei Abfallverbrennungsanlagen werden üblicherweise zweistufige Nasswäscher eingesetzt. Die häufigsten Typen sind einbautenfreie Sprühwäscher. Fallweise findet man auch Füllkörperwäscher. In Österreich sind derzeit nach Wirbelschichtanlagen zur Verbrennung von Abfällen (bei der AVE-Reststoffverwertung Lenzing, der TRV Niklasdorf, beim Werk Simmeringer Haide der Fernwärme Wien und bei der ABRG Arnoldstein) ausschließlich nasse Rauchgasreinigungsanlagen in Betrieb.

4.7.2.1 Erste Wäscherstufe

Die erste Wäscherstufe erfüllt im Wesentlichen zwei Funktionen: Die Funktion der Sättigung der Rauchgase (d. h. Abkühlen der Rauchgase in Kontakt mit Wasser auf die Sättigungstemperatur) und die Funktion der Absorption von Halogen- sowie Quecksilberverbindungen und SO_3 .

Im Normalbetrieb werden die einströmenden Rauchgase in der so genannten Quenchzone durch Kontakt mit Wäscherumlaufwasser aus zwei unabhängigen Umlaufkreisen gesättigt. Bei Betriebsstörungen und bei Frischwasserbedarf wird zusätzlich Wasser aus dem Notbehälter der Quenchzone zugeführt. Bei Stromausfall ist eine gesicherte Wasseranspeisung zur Kühlung der nachgeschalteten temperaturempfindlichen Anlagenteile vorgesehen. Notwasser und Umlaufwasser sind zu meist in getrennten Leitungen geführt. Die Temperatur nach der Quenchzone wird durch mehrere voneinander unabhängige Messungen überwacht.

Die Absorption von Halogenverbindungen sowie der Quecksilberverbindungen und SO_3 erfolgt im eigentlichen Wäscherbereich. Aus dem Wäschersumpf wird Umlaufwasser über zwei unabhängige Umlaufkreise zu den Düsenebenen gefördert. Die Düsenebenen sind so angeordnet, dass eine gute Verteilung des Umlaufwassers in

Form kleiner Tropfen im Rauchgas erfolgt. Der Großteil der Tropfen fällt direkt in den Wäschersumpf, der Rest wird durch den Tropfenabscheider aus dem Rauchgas abgeschieden und ebenfalls in den Wäschersumpf geleitet.

Die Konditionierung des Umlaufwassers erfolgt durch

- Zugabe von Betriebswasser,
- Ableitung eines Teilstromes in die Abwasserbehandlungsanlage,
- Rückführung gereinigten Wassers aus der Abwasserbehandlungsanlage und Zudosierung von Kalkmilch.

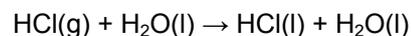
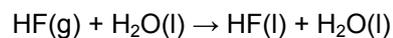
Wasser wird der Anlage

- über die Tropfenabscheiderbedüsung,
- als Verdünnungswasser mit Chemikalien,
- als Spülwasser und
- geregelt über die Quenhdüsen zugeführt.

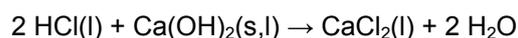
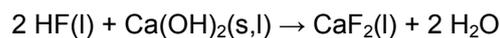
Ein Teil dieses Wassers wird in der Quenchzone verdampft, der Rest als Abwasser und als Wasseranteil des Neutralisationsschlammes ausgeschleust.

Chemische Reaktionen:

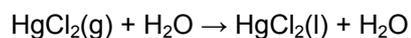
Die Rauchgasinhaltsstoffe HCl und HF werden bei Kontakt mit den zerstäubten Waschwassertropfen absorbiert.



Durch Zugabe von Kalkmilch reagiert ein Teil der absorbierten Säureionen im Waschwasser zu Salzen. Durch die pH-Wertregelung wird nur so viel Kalkmilch zudosiert, dass durch die verbleibenden Säuren ein pH-Wert von 1 gehalten wird.

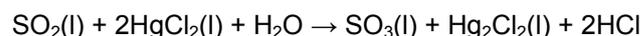


Quecksilber ist als HgCl_2 , Hg_2Cl_2 und HgO im Nasswäscher gut absorbierbar, während metallisches Quecksilber weder absorbierbar noch kondensierbar ist. Bei Feuerraumtemperaturen von mehr als 850 °C und Gegenwart von Cl^- im Rauchgas liegt bei Abfallverbrennungsanlagen Quecksilber zu mehr als 95 % als HgCl_2 vor.

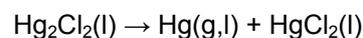


HgCl_2 kann im Wäscher mit SO_2 reduziert und anschließend disproportioniert werden. Das bei der Disproportionierung gebildete metallische Quecksilber würde bei Zerstäubung im Rauchgasstrom verdampfen.

Reduktion:



Disproportionierung:



Als Maßnahmen zur Unterdrückung der Disproportionierung sind ein niedriger pH-Wert im ersten Wäscher und eine ständige Ausschleusung des abgeschiedenen Quecksilbers in die Abwasserreinigung vorgesehen. Dadurch liegt das abgeschiedene SO_2 zum Großteil als Sulfat vor und die Konzentration von Hg_2Cl_2 wird sehr klein gehalten.

4.7.2.2 Zweite Wäscherstufe mit NaOH

Die zweite Wäscherstufe dient zur Abscheidung von SO_2 . Der SO_2 -Wäscher mit Natronlauge ist meist als Gegen- oder Kreuzstromwäscher mit mehreren Zerstäubungsebenen ausgeführt.

Aus dem Wäschersumpf wird Umlaufwasser zu den Düsenebenen gefördert. Die Düsenebenen sind so angeordnet, dass eine gute Verteilung des Umlaufwassers in Form kleiner Tropfen im Rauchgas erfolgt. Der Großteil der Tropfen des Umlaufkreises fällt direkt in den Wäschersumpf. Der mit den Rauchgasen mitgerissene Rest wird durch Tropfenabscheider abgeschieden und ebenfalls in den Wäschersumpf geleitet.

Der pH-Wert des Umlaufwassers wird durch Zugabe von Natronlauge neutral eingestellt.

Durch eine kontinuierliche Ausschleusung von Abwasser wird im Umlaufwasser eine annähernd konstante Konzentration von Natriumsulfat gehalten.

Wasser wird dem SO_2 -Wäscher über die Tropfenabscheiderbedüsung, als Verdünnungswasser mit Chemikalien und als Spül- und Waschwasser der Entwässerungsanlage zugeführt.

Die Ausschleusung von Wasser aus den Umlaufkreisen erfolgt durch Ableitung in die erste Wäscherstufe.

Zwischen der SO_2 -Stufe und der Sekundärseite des Gas-Gas-Wärmetauschers ist ein Hochleistungs-Tropfenabscheider angeordnet.

4.7.2.3 Gipssuspensionswäscher

Gipssuspensionswäscher dienen zur Abscheidung von SO_2 bei den Abfallverbrennungsanlagen der AVE-Reststoffverwertung Lenzing, der TRV Niklasdorf und beim Wirbelschichtofen 4 (WSO 4) im Werk Simmeringer Haide der Fernwärme Wien.

Gipswäscher sind meist als Gegenstromwäscher mit mehreren Zerstäubungsebenen ausgeführt.

Aus dem Wäschersumpf wird Umlaufwasser zu den Düsenebenen gefördert. Die Düsenebenen sind so angeordnet, dass eine gute Verteilung des Umlaufwassers in Form kleiner Tropfen im Rauchgas erfolgt. Der Großteil der Tropfen des Umlaufkreises fällt direkt in den Wäschersumpf. Der mit den Rauchgasen mitgerissene Rest wird durch Tropfenabscheider abgeschieden und ebenfalls in den Wäschersumpf geleitet. In den Wäschersumpf wird Luft zur Oxidation über die Oxidationsluftgebläse eingeblasen.

Der pH-Wert des Umlaufwassers wird durch Zugabe von Kalkstein oder Kalkhydrat leicht sauer eingestellt.

Durch eine geregelte Ausschleusung von Gips wird im Umlaufwasser eine Suspension mit konstantem Feststoffgehalt gefahren. Der ausgeschleuste Teilstrom wird in Zentrifugen oder Vakuumfiltern entwässert.

Die Ausschleusung von Wasser aus den Umlaufkreisen erfolgt durch Ableitung von Filtrat aus der Gipsentwässerung und als Wasseranteil des ausgeschleusten Gipses.

Wasser wird dem Gipswäscher über die Tropfenabscheiderbedüsung, als Verdünnungswasser mit Chemikalien und als Spül- und Waschwasser der Entwässerungsanlage zugeführt.

4.7.3 Emissionsminderung von NO_x

4.7.3.1 Primärmaßnahmen zur Emissionsminderung von NO_x

Die Bildung von NO_x im Feuerraum hängt im Wesentlichen von drei Parametern ab:

- Temperatur,
- Sauerstoffgehalt,
- Stickstoff im Brennstoff.

NO_x-arme Brenner

Eine geringere Stickoxidbildung kann durch die Installation von Brennern mit niedrigem Luftanteil im Zentrum der Flamme erreicht werden. Dabei wird im heißesten Teil der Flamme eine reduzierende Atmosphäre gehalten, wodurch die Bildung von thermischem NO_x vermindert wird. Der Ausbrand erfolgt erst über eine Mantelluft im weniger heißen Teil. Es stellt sich eine lange Flamme ein. Bei öl- und gasgefeuerten Dampferzeugern kann mit diesen Maßnahmen eine NO_x-Konzentration von weniger als 200 mg/Nm³, bezogen auf 4 % O₂ erreicht werden. Die durch Brenner verursachten Stickoxidemissionen sind bei Wirbelschichtanlagen unbedeutend, da die Brenner im stationären Normalbetrieb nicht verwendet werden. Sie dienen lediglich zum An- und Abfahren.

Gestufte Verbrennung

Bei Wirbelschichtanlagen mit mehreren Sekundärluftebenen kann das Prinzip der gestuften Verbrennung eingesetzt werden. Dabei wird bewusst in einer ersten Verbrennungszone understöchiometrisch Luft zugegeben. In diesem Bereich wird die Bildung von Stickoxiden vermindert. Eine geringfügige Reduzierung des über die Primärfeuerung bereits gebildeten NO_x ist ebenfalls denkbar. Der endgültige Ausbrand findet erst in der anschließenden Ausbrandzone statt, wo Sauerstoffüberschuss eingestellt wird.

4.7.3.2 Sekundärmaßnahmen zur Emissionsminderung von NO_x

Als prinzipielle Maßnahmen zur Abscheidung von NO_x aus Abgasen stehen folgende Verfahren zur Verfügung:

- Umsatz mit einem Reduktionsmittel (NH₃),
- nasschemische Abscheidung.



Die nasschemische Abscheidung hat sich aus Kostengründen, aber auch aufgrund von Sekundäremissionen bei Kraftwerken und Abfallverbrennungsanlagen nicht durchgesetzt. Einige bereits gebaute Anlagen (z. B. beim Großkraftwerk Mannheim und bei der MVA Bremerhaven) wurden wieder abgebaut.

Eine Reduktion von NO_x mit NH_3 kann bei guter Durchmischung im Temperaturbereich von ca. 800–1.000 °C ohne weitere Maßnahmen erfolgen. Dieses Verfahren wird Selektive Nicht Katalytische NO_x -Reduktion oder SNCR-Verfahren (selective non catalytic reduction) genannt.

In niedrigeren Temperaturbereichen findet die gleiche Reaktion in den Poren von Katalysatoren oder Aktivkohlen statt.

Selektive Nicht Katalytische Reduktion (SNCR-Verfahren)

Das SNCR-Verfahren dient zur NO_x -Minderung durch Eindüsung von Ammoniak oder Verbindungen, aus denen nach Eindüsung in den Rauchgasstrom Ammoniak freigesetzt wird (z. B. Harnstoff), im Temperaturbereich von 800–1.000 °C.

Eine Anlage nach dem SNCR-Verfahren besteht aus der Lager- und Dosierstation für das Reaktionsmittel, den Vorrichtungen zur Reaktionsmitteleindüsung und dem im Abgasstrom im Temperaturbereich von 800–1.000 °C integrierten Reaktor. Der eingedüste oder freigesetzte Ammoniak reagiert mit NO_x zu Stickstoff und Wasserdampf. Als unerwünschte Nebenreaktion verbrennt ein Teil des Ammoniaks zu NO_x . Ein geringer Anteil durchströmt als „Schlupf“ die Reaktionszone und findet sich am Flugstaub und in den Abgasen wieder.

Bei diesem Verfahren wird daher mehr als der stöchiometrische Bedarf an Ammoniak verbraucht, da die durch Verbrennung von NH_3 gebildeten Stickoxide zusätzlich zu den ursprünglich vorhandenen reduziert werden müssen. Die Effizienz dieses Verfahrens wird durch den zulässigen Schlupf begrenzt, da die NH_3 -Konzentrationen im Abgas durch gesetzliche Regelungen limitiert sind.

Beim SNCR-Verfahren fallen keine festen oder flüssigen Rückstände an.

Selektive Katalytische Reduktion (SCR-Verfahren)

Katalytische Anlagen werden hauptsächlich zur NO_x -Minderung und zur Oxidation organischer Bestandteile in Abgasen eingesetzt.

Die Katalysatormaterialien adsorbieren bevorzugt NH_3 . Am Katalysator wird NO und NO_2 der Sauerstoff zur Oxidation von NH_3 zu N_2 und H_2O entzogen. Gasförmige chlorierte Kohlenwasserstoffe können am Katalysator oxidiert werden. Als unerwünschte Nebenreaktionen laufen die Bildung von Ammoniumsalzen und deren Kondensation im Rauchgas ab:



Ammoniumsulfat kondensiert bei überstöchiometrischem Verhältnis von Ammoniak und SO_3 im Abgas als Staub aus, der die Wirkung des Katalysators kaum beeinträchtigt.

Ammoniumhydrogensulfat wird bei unterstöchiometrischem Verhältnis als klebriges Reaktionsprodukt gebildet, das sich an der Katalysatoroberfläche ablagern kann. Um die Kondensation von Ammoniumhydrogensulfat zu verhindern, muss die Reaktionstemperatur der SCR-Anlage über der Kondensationstemperatur für NH_4HSO_4 liegen. Bei einer SO_3 -Konzentration von weniger als $0,5 \text{ mg/Nm}^3$ liegt die Kondensationstemperatur unter $200 \text{ }^\circ\text{C}$, bei SO_3 -Konzentrationen von mehr als 20 mg/Nm^3 sind Reaktionstemperaturen von über $280 \text{ }^\circ\text{C}$ notwendig.

Die notwendige Betriebstemperatur wird hauptsächlich von folgenden Randbedingungen beeinflusst:

- Anforderungen an die Wirksamkeit zur Oxidation organischer Verbindungen,
- Konzentration von SO_3 im Abgas.

Bei geringen Konzentrationen von SO_3 und reiner Entstickung kann die Betriebstemperatur bis auf ca. $170 \text{ }^\circ\text{C}$ abgesenkt werden. Da mit sinkender Temperatur auch die Aktivität des Katalysators abnimmt, ist bei niedrigen Temperaturen ein höheres spezifisches Katalysatorvolumen notwendig.

In der SCR-Technologie (selective catalytic reduction) wird je nach Anordnung zwischen Rohgas- (High-Dust) und Reingassschaltung (Low-Dust-Schaltung) unterschieden.

Reingassschaltung

Bei der Reingassschaltung werden die Abgase zuerst in einer Gasreinigungsanlage gereinigt, dabei meist abgekühlt und anschließend bei Bedarf auf die für die Entstickung notwendige Temperatur aufgeheizt.

Die SCR-Anlage in der Reingassschaltung besteht aus:

- der Ammoniakendüse mit Mischeinrichtung,
- der Katalysatorbox,
- einem Wärmeverschiebesystem – wenn notwendig mit einer externen Aufheizung um $25 \text{ }^\circ\text{C}$ – und den verbindenden Kanälen mit Saugzug,
- der Lager- und Dosierstation für Ammoniak in wässriger Lösung, inkl. aller erforderlichen bautechnischen Maßnahmen und elektrotechnischen Einrichtungen.

Bei einer Reingassschaltung ist meist zusätzlich eine Wiederaufheizung notwendig. Beträgt die notwendige Temperaturerhöhung mehr als ca. $40 \text{ }^\circ\text{C}$, ist der Einsatz einer Wärmeverschiebung bei üblichen Energiekosten wirtschaftlich.

In einem Gas-Gas-Wärmetauscher werden die in die katalytische Anlage eintretenden Abgase durch die aus der katalytischen Anlage austretenden Rauchgase erwärmt. Diesem Gas-Gas-Wärmetauscher ist die Eindüse für Ammoniakwasser und eine weitere Aufheizstufe, in der als Heizmedium Erdgas, Thermoöl oder Hochdruckdampf verwendet werden kann, nachgeschaltet. Das auf die Reaktionstemperatur aufgeheizte Abgas durchströmt anschließend den Katalysator. In den Poren des Katalysators reagiert der eingedüste Ammoniak mit NO_x zu Stickstoff und Wasserdampf. Darüber hinaus werden bei entsprechender Auslegung am Katalysator organische Verbindungen oxidiert. Dadurch erfolgt eine wesentliche Minderung der Emissionen von PCDDs und PCDFs.

Die aus dem Katalysator austretenden Rauchgase werden sekundärseitig im Gas-Gas-Wärmetauscher abgekühlt.

Rohgasschaltung

Bei der Rohgasschaltung sind die Katalysatoren im feststoffbeladenen Abgasstrom im prozesstechnisch vorgesehenen Temperaturbereich angeordnet.

Die Anlage besteht aus

- der Lager- und Dosierstation für Ammoniak in wässriger Lösung,
- der Ammoniakendüse mit Mischeinrichtung und
- der Katalysatorbox.

Diese Anordnung hat gegenüber der Reingasschaltung folgende Vorteile:

- Entfall der Wärmeverschiebung und Wiederaufheizung,
- geringerer Abgasstrom.

Demgegenüber steht der gravierende Nachteil der hohen Staubfracht, woraus sich folgende anlagentechnische Mehrkosten ergeben:

- Die Kanäle in den Katalysatoren müssen wesentlich größer ausgeführt werden, was zu einer wesentlichen Erhöhung des Katalysatorvolumens führt.
- Der limitierende Faktor für den Katalysatortausch ergibt sich aufgrund der Erosion und nicht durch Aktivitätsverlust.
- Vorrichtungen zur Staubabbläsung an den Katalysatoren sind unbedingt erforderlich.

In Österreich sind SCR-Anlagen nach Wirbelschichtanlagen (nach Abfallverbrennungsanlagen) ausschließlich in der Reingasschaltung in Betrieb (z. B. AVE-Reststoffverwertung Lenzing, ABRG-Arnoldstein, TRV Niklasdorf).

4.7.4 Wanderbettadsorber mit Aktivkoks und/oder Aktivkohle

Wanderbettadsorber mit Aktivkoks und/oder Aktivkohle dienen zur Abscheidung von SO₂, HCl, NO_x, Schwermetallen und organischen Verbindungen nach Kraftwerken, Abfallverbrennungsanlagen und Industrieanlagen. Dieser Anlagentyp ist nach Wirbelschichtanlagen ausschließlich im Werk Simmeringer Haide in Betrieb. Sie sind meist als Gegenstromadsorber ausgeführt.

Durch Vorbehandlung (z. B. durch Dotieren mit Schwefel) können die Eigenschaften von Aktivkohlen hinsichtlich der Abscheidung bestimmter Schadstoffe beeinflusst werden.

Die Betriebstemperatur von Aktivkoksanlagen mit oben genannten Abscheidemechanismen liegt zwischen 100 und 140 °C.

4.7.5 Maßnahmen zur Minderung erhöhter CO-Emissionen

Kohlenmonoxid entsteht aus dem Kohlenstoff der Brennstoffe bei unvollständiger Verbrennung. Die Qualität des Ausbrandes der Abgase und damit die Emissionen von CO und Kohlenwasserstoffen hängen im Wesentlichen von folgenden Parametern ab:

- Sauerstoffversorgung,
- Temperatur,
- Vermischung von Brennstoff und Sauerstoff,
- Verweilzeit.

Eine ausreichende Versorgung mit Sauerstoff ist durch die Feuerungsleistungsregelung sicherzustellen. Bei einfachen Regelungen erfolgt die Luftzufuhr über eine einfache O_2 -Regelung. Bei komplexen Systemen werden Laständerungen, Heizwert, Kesselleistung und Brennstoffzufuhr im System mitberücksichtigt.

Die Temperatur im Feuerraum kann durch Feuerraumauslegung, Rezirkulationsgas, Luftvorwärmung, Luftüberschuss und Brennstoffmix geregelt werden. Vor allem durch den Einsatz von Rezirkulationsgas und Luftvorwärmung können bei Wirbelschichtanlagen Brennstoffe mit einem breiten Heizwertband eingesetzt werden. Insbesondere bei der Mitverbrennung von Klärschlamm ist die Einstellung einer geeigneten Brennstoffmischung zur Sicherung der ausreichenden Verbrennungstemperatur von Bedeutung.

Brennstoff wird teilweise im Wirbelbett verbrannt und teilweise nur in brennbare Gase umgesetzt. Der Ausbrand der Abgase erfolgt im Feuerraum über dem Wirbelbett. Für die Qualität des Ausbrandes ist daher die Durchmischung der aus dem Wirbelbett aufsteigenden Gase mit der eingeblasenen Sekundärluft neben der ausreichenden Luftversorgung der wesentliche Einflussfaktor.

4.8 Anlagen in Österreich

4.8.1 Allgemeine Verfahrensbeschreibung

In den Betrieben der österreichischen Papier- und Zellstoffindustrie sind derzeit Anlagen mit stationärer sowie intern und extern zirkulierender Wirbelschicht in Betrieb.

Die in der Papierindustrie eingesetzten Wirbelschichtkessel dienen hauptsächlich der Bereitstellung der Grundlast. In vielen Fällen sind Entnahme-Kondensationsturbinen oder Gaskessel zur raschen Ausregelung von Lastwechsel vorgesehen.

Zusätzlich zu den hier beschriebenen Wirbelschichtkesseln werden von der Thermischen Reststoffverwertung (TRV) Niklasdorf und von der Reststoffverwertung (RVL) Lenzing zwei weitere Wirbelschichtkessel betrieben. In diesen Anlagen werden zu 100 % Abfälle eingesetzt (z. B. Klärschlämme, heizwertreiche Fraktionen, Produktionsrückstände, Althölzer, Kunststoffabfälle); dementsprechend sind sie mit aufwändigen Abgas- und Abwasserreinigungssystemen (z. B. trockene, nasse und katalytische Systeme) ausgestattet. Die Emissionen in die Luft sind vergleichsweise niedrig und liegen im Fall von Staub bei rund 1 mg/Nm^3 (AVE-Restverwertung Lenzing; der Grenzwert für die Anlage der TRV Niklasdorf liegt bei 8 mg/Nm^3) und im Fall von NO_x bei rund $15\text{--}40 \text{ mg/Nm}^3$ (AVE-RVL; der Grenzwert für die Anlage der TRV Niklasdorf liegt bei 70 mg/Nm^3) – alle Werte sind auf 11 % O_2 bezogen. Diese Anlagen werden im Rahmen dieser Studie nicht näher beschrieben.

4.8.2 Mondi Packaging AG – St. Gertraud im Lavanttal

Die Energieanlage wurde bereits in Kapitel 3.1.3.1 beschrieben.

Tabelle 25: Auslegungsdaten des WSK der Mondi Packaging AG (Angaben des Betreibers, UMWELTBUNDESAMT 2003b).

System	Extern zirkulierende Wirbelschicht System Pyroflow
Hersteller	Waagner-Biro AG
Brennstoffwärmeleistung	61 MW
Baujahr	1984
Brennstoffe und Abfälle	Heizöl schwer, Klärschlamm, Rinde, Steinkohle
Abgasreinigung	Elektrofilter
Kesselanlage und Wasser-Dampf-Kreis	Naturumlaufkessel
Betriebsdaten der Anlage	
Zulässiger Betriebsdruck	83 bar
Heißdampf Temperatur	520 °C
Dampfmenge	70 t/h
Abgasmenge	170.000–180.000 Nm ³ /h

Tabelle 26: Daten zu Emissionen und Grenzwerten (Angaben des Betreibers, UMWELTBUNDESAMT 2003b).

Schadstoff	Konzentration im Reingas (mg/Nm ³ ; 13 % O ₂ ; MMW)	Grenzwert ¹⁾ (mg/Nm ³)	Fracht (t/a) ²⁾
NO _x	191	300–450	267
SO ₂	74	0–1.100	104
HCl	0,4	30	0,5
CO	30	175–250	42
org. C	23	50	32
Staub	16	80	22

¹⁾ Grenzwerte und O₂-Gehalt: brennstoffabhängig

²⁾ Frachten wurden auf Basis des stündlichen Rauchgasvolumens und einer geschätzten Betriebszeit von 8.000 h/a berechnet.

In dem Wirbelschichtkessel werden Rinde und Klärschlämme (aus der eigenen Kläranlage und aus dem Reinhalteverband) verbrannt, zur Heizwertstützung wird Steinkohle und Heizöl schwer eingesetzt. Die Emissionen werden diskontinuierlich gemessen; die Emissionsangaben basieren auf einem Sauerstoffgehalt im Reingas von 13 %.

4.8.3 Hamburger Pitten

Am Standort der Papierfabrik Hamburger werden zwei Niederdruck-Dampfkessel (je 22,5 MW; Brennstoff: Erdgas) und ein Hochdruck-Dampfkessel (45 MW; Brennstoff: Erdgas; Reservekessel für die Wirbelschichtanlage) sowie der Wirbelschichtkessel betrieben.

Tabelle 27: Auslegungsdaten des WSK der Fa. Hamburger Pitten (Angaben des Betreibers, UMWELTBUNDESAMT 2003b).

System	Stationäre Wirbelschicht mit geteiltem Bett, geschlossenem Düsenboden und Tauchheizflächen
Hersteller	SGP
Brennstoffwärmeleistung	rund 60 MW
Baujahr	1983
Brennstoffe und Abfälle	Steinkohle, Biogas, Klärschlamm
Abgasreinigung	Gewebefilter mit 4 Kammern und einer Kalkeindüsung in die Rohgasleitung installiert. Die Regelung der Kalkmenge erfolgt in Abhängigkeit des Reingaswertes von HCl. Die Emissionen von CO, NO _x , SO ₂ , HCl und Staub werden kontinuierlich gemessen.
Kesselanlage und Wasser-Dampf-Kreis	Zwangsumlaufkessel
Betriebsdaten der Anlage	
Zulässiger Betriebsdruck	62 bar
Heißdampftemperatur	500 °C
Dampfmenge	70 t/h
Abgasmenge	70.000–80.000 Nm ³ /h

Steinkohle dient als Hauptenergieträger und wird mit der Bahn angeliefert, in einer Lagerhalle zwischengelagert, zu Kohlesilos gefördert, aus den Kohlesilos über Schwingförderer und Brecherwerke in die Brecheranlage gefördert, aus dem Zwischenbunker nach Brecher geregelt abgezogen und über Wurfbeschicker aufgegeben.

Werkseigener Klärschlamm wird in einer Siebbandpresse entwässert und ohne Zwischenpuffer über die Wurfbeschicker aufgegeben. Die Durchsatzmenge des entwässerten Klärschlammes beträgt 5 bis 7 t/h.

Biogas wird extern gepuffert und über eigens adaptierte Brenner in den Feuerraum eingebracht. Heizöl wird nur zum An- und Abfahren verwendet und über Brenner zweier Muffeln vor dem Luftkasten eingebracht.

Die Feuerung wurde als separate Einheit gebaut und besteht im Wesentlichen aus zwei Wirbelbetten mit Tauchheizflächen und einem gemeinsamen ausgemauerten Feuerraum. Jedes Wirbelbett wird über ein eigenes Verbrennungsluftsystem versorgt. Ein Verbrennungsluftsystem besteht aus Verbrennungsluftgebläse mit Drallregler, einer Brennermuffel, dem Luftkasten und dem Düsenboden. Die gesamte Verbrennungsluft mit Ausnahme der Biogasbrennerluft wird über den Düsenboden aufgegeben. Beim An- und Abfahren wird die Verbrennungsluft in der Muffel mit Ölbrennern aufgeheizt.

Der Boden ist als geschlossener Düsenboden ausgeführt. Bettmaterial kann über eine Fallschurre und einen Nassredler abgezogen werden.

Sand und Kalkstein werden über die beiden Wurfbeschicker eingebracht.

Die Luft- und Brennstoffregelung erfolgt separat für jedes Bett. Eine übergeordnete Feuerungsleistungsregelung steuert das Zusammenwirken der Muffelbrenner, Biogasbrenner und der beiden Wirbelbetten.

Der Kessel ist als Zwangsumlaufkessel konzipiert, dessen Verdampfungsheizflächen ausschließlich als Tauchheizflächen im Wirbelbett ausgeführt sind. Der Abhitzekeessel wird von den Rauchgasen horizontal durchströmt und besteht ausschließlich aus Überhitzer und Speisewasservorwärmer. Diese sind als vertikal hängende Heizflächen mit Abklopfvorrichtungen angeordnet.

Der Kessel stellt den Hauptdampferzeuger einer Energieanlage dar, welche noch aus zwei gasbeheizten Niederdruckkesseln mit einer Leistung von je 22,5 MW, einem gasbeheizten Reservekessel und einer Turbine besteht. Der im Wirbelschichtkessel bzw. im Reservekessel erzeugte Dampf wird mit einer Gegendruckturbine verstromt und dabei auf 6 bar reduziert. Die Energieanlage ist wärmegeführt, das heißt, dass die Dampferzeugung auf den Werksbedarf ausgerichtet wird. Für einen kurzzeitigen – von der Regelgeschwindigkeit des Wirbelschichtofens nicht beherrschbaren – Dampfüberschuss ist ein Puffer vorhanden.

Tabelle 28: Durchschnittliche Betriebswerte (Angaben des Betreibers, eigene Berechnungen, UMWELTBUNDESAMT 2003b).

Schadstoff	Emission (mg/Nm ³ ; 6 % O ₂ , MMW)	Grenzwert (mg/Nm ³ ; 6 % O ₂)	Fracht (t/a) ²⁾
NO _x	280	400	157
SO ₂	120	200	67
HCl	15	30 ¹⁾	8
CO	100	250	56
Staub	4	50	2

¹⁾ für HCl wurde der O₂-Bezug mit 11 % festgesetzt

²⁾ Die Fracht wurde auf Basis folgender Annahmen errechnet: Rauchgasvolumen: 70.000 m³/h;
Betriebsstunden: 8.000 h/a.

Die Anlage wird mit einem O₂-Gehalt im Rauchgas von 5 bis 7 % betrieben. Der O₂-Bezug der Emissionswerte (mit Ausnahme von HCl) beträgt 6 %.

Laut Angaben des Betreibers sind Maßnahmen zur Entstickung (SNCR) und zur Ausbrandverbesserung (Senkung der CO-Emissionen) in Vorbereitung.

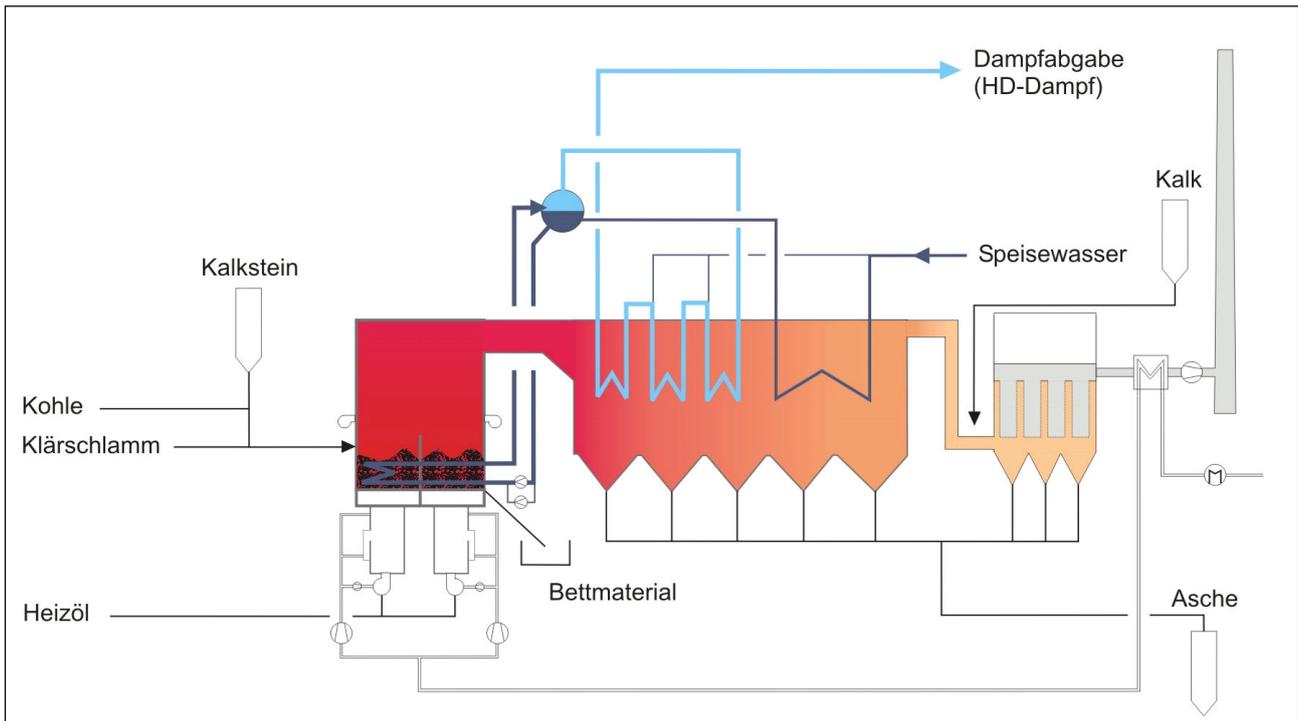


Abbildung 6: Verfahrensfießbild WSO-Anlage Hamburger Pitten (TBU STUBENVOLL 2004).

4.8.4 Lenzing AG 1 K7

Eine Beschreibung der Energieanlagen findet sich in Kapitel 3.2.3.1. Auslegungsdaten des Wirbelschichtkessels sind der Tabelle 29 zu entnehmen. Der Wirbelschichtkessel wurde im Jahr 2004 vom Gewerberechtsregime ins AWG-Regime übergeführt. Dies bedingte eine Änderung der Grenzwerte und des Bezugssauerstoffgehaltes sowie der Verbrennungsbedingungen (höhere Verbrennungstemperatur: > 800 °C).

Tabelle 29: Auslegungsdaten des Kessels 1 K7 der Lenzing AG.

System	Extern zirkulierende Wirbelschicht System Ahlström-Pyroflow
Hersteller	Wagner-Biro AG
Brennstoffwärmeleistung	104 MW
Baujahr	1986
Brennstoffe und Abfälle	Kohle, Schlamm, Rinde, Holzabfälle, Abfälle (betriebsintern), Heizöl
Abgasreinigung	Gewebefilter mit Flachscläuchen; Kalkstein kann zur Emissionsminderung in den Feuerraum dosiert werden
Betriebsdaten der Anlage	
Zulässiger Betriebsdruck	79 bar
Heißdampf Temperatur	520 °C
Dampfmenge	120 t/h
Abgasmenge	200.000 Nm ³ /h (11 % O ₂)
Abgastemperatur	115–125 °C

Rinde dient als Hauptenergieträger und wird mit Klärschlamm und betriebsintern anfallenden zerkleinerten Abfällen bereits vor dem Eintrag in die Feuerung vermischt. Der Eintrag sämtlicher fester Brennstoffe erfolgt in den Syphon der Ascherückführung. Heizöl schwer kann über Bettflanzen zugefeuert werden.

Die Feuerung (System Ahlström-Pyroflow) ist als in den Kessel integrierte extern zirkulierende Wirbelschicht ausgeführt. Der Feuerraum selbst ist von teilweise bestampften Membranwänden umgeben. Der Zyklon besteht aus einer ausgemauerten Blechkonstruktion.

Der Wirbelschichtkessel ist mit einer Feuerleistungsregelung ausgestattet. Falls überwiegend Kohle eingesetzt wird, kommt es zu einem Anstieg der Temperatur im Feuerraum und damit zu einer Erhöhung der NO_x-Emissionen.

Die Wände des Feuerraumes sind als Verdampfer und im oberen Bereich teilweise als Wandüberhitzer ausgeführt. Unmittelbar über dem Feuerraum – zwischen Zyklon und fallendem Ekozug – befindet sich ein horizontaler Zug mit Überhitzer- und Verdampferbündel. Im nachgeschalteten fallenden Zug sind Economiser und Luftvorwärmer angeordnet. Der Boden ist als geschlossener Düsenboden ausgeführt.

Der erzeugte Frischdampf wird über Turbinen der Lenzing AG verstromt. Der überwiegende Anteil des Dampfes wird bei 4 bar entnommen und als Prozessdampf in der Lenzing AG eingesetzt. Der Bedarf an Prozessdampf besteht ganzjährig und wird von einem weiteren Wirbelschichtkessel (Abfallverbrennungsanlage der RVL), zwei Laugenverbrennungskesseln und einem öl- und gasgefeuerten Reservekessel gedeckt.

Das Verfahrenskonzept ist in Abbildung 7 dargestellt.

Tabelle 30: Mittlere Emissionsdaten des Kessels 1 K7 (Angaben des Betreibers).

Schadstoff	Emission (mg/Nm ³ ; 11 % O ₂ ; MMW)	Grenzwert (mg/Nm ³ ; 11 % O ₂ ; HMW)	Fracht (t/a) ¹⁾
NO _x	152	243	243
SO ₂	42	223	67
HCl	0,2	10	0,3
CO	46	220	74
org. C	2,4	10	4
Staub	8,4	10	13

¹⁾ Die Fracht wurde auf Basis folgender Annahmen errechnet: Rauchgasvolumen: 200.000 m³/h;
Betriebsstunden: 8.000 h/a

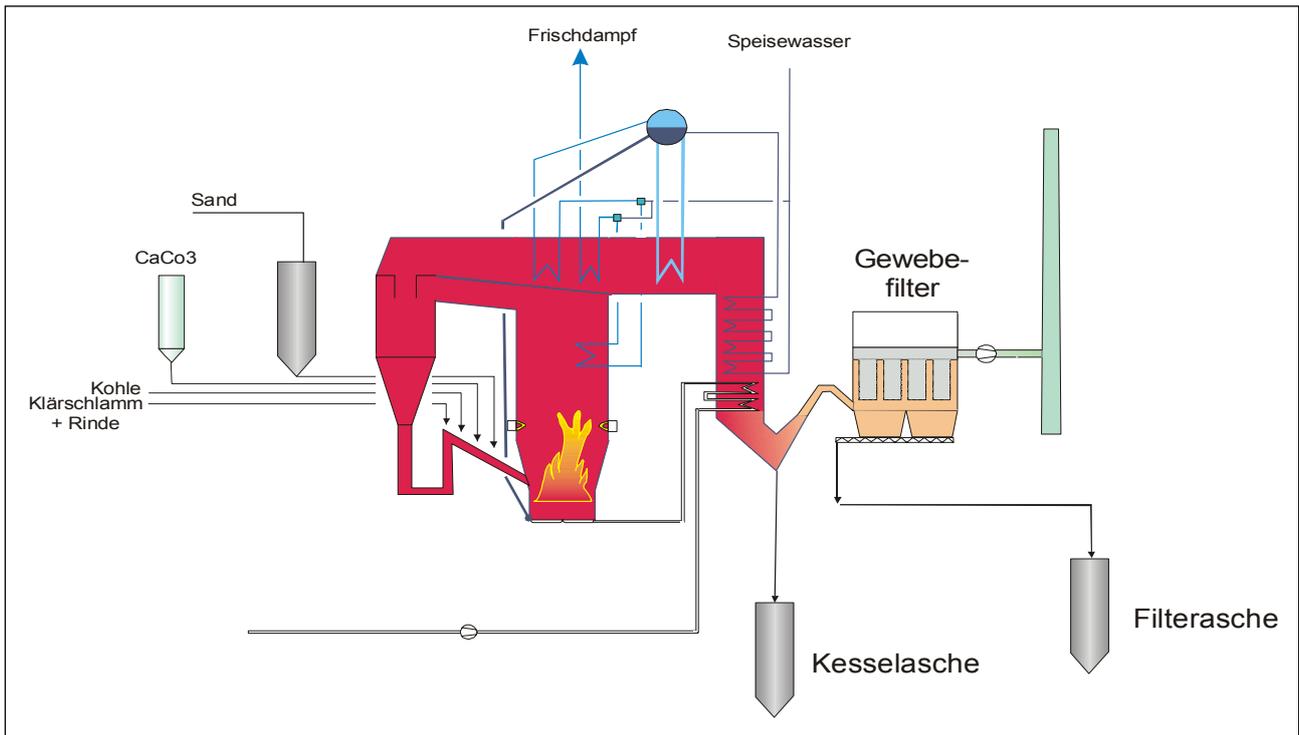


Abbildung 7: Fließbild des Kesses 1 K7 (TBU STUBENVOLL 2004).

4.8.5 Sappi Austria K11

Die Energieanlage wurde bereits in Kapitel 3.2.3.3 beschrieben. Relevante Auslegungsdaten des Kessels K11 sind Tabelle 31 zu entnehmen.

Tabelle 31: Auslegungsdaten des Kessels K11 der Sappi Austria (Angaben des Betreibers, SAPPI 2003, UMWELTBUNDESAMT 2003b).

System	Extern zirkulierende Wirbelschicht System Pyroflow
Hersteller	Waagner-Biro AG
Brennstoffwärmeleistung	133 MW
Baujahr	1986
Brennstoffe und Abfälle	Braunkohle, Steinkohle, Schlämme, Biogas, Erdgas
Abgasreinigung	Elektrofilter, Trockensorptionsanlage
Abgasmenge	110.000–145.000 Nm ³ /h
Abgastemperatur	160 °C

Der Kessel wird zur Deckung des Energiebedarfs eingesetzt, als Brennstoffe werden hauptsächlich Stein- und Braunkohle eingesetzt. SO₂, Staub und NO_x werden kontinuierlich gemessen.

Tabelle 32: Daten zu Emissionen und Grenzwerten des Kessels K11 (Angaben des Betreibers; SAPPI 2003, UMWELTBUNDESAMT 2003b).

Schadstoff	Emission (mg/Nm ³ ; 6 % O ₂ ; JM _W)	Grenzwert (mg/Nm ³ ; 6 % O ₂)	Fracht (t/a) ¹⁾
NO _x	178	300	185
SO ₂	44	200	46
HCl	7,6	10	8
org. C	0,7	20	0,7
Staub	22	50	23
HF	< 0,3	1	< 0,3

¹⁾ Die Fracht wurde auf Basis folgender Annahmen errechnet: Rauchgasvolumen: 130.000 m³/h; Betriebsstunden: 8.000 h/a

4.8.6 Sappi Austria RVA (Reststoffverwertungsanlage)

Die Energieanlage wurde bereits in 3.2.3.3 beschrieben. Relevante Auslegungsdaten der RVA sind der Tabelle 33 zu entnehmen.

Tabelle 33: Auslegungsdaten der RVA der Sappi Austria (Angaben des Betreibers, SAPPI 2003, UMWELTBUNDESAMT 2003b).

System	Extern zirkulierende Wirbelschicht System Pyroflow
Hersteller	Waagner-Biro AG
Brennstoffwärmeleistung	25 MW
Baujahr	1982
Brennstoffe und Abfälle	Rinde, biolog. und mech. Schlamm, Biogas, Erdgas
Abgasreinigung	Elektrofilter
Abgasmenge	70.000 Nm ³ /h

Tabelle 34: Daten zu Emissionen und Grenzwerten der RVA (Angaben des Betreibers, SAPPI 2003, UMWELTBUNDESAMT 2003b).

Schadstoff	Emission (mg/Nm ³ ; 11 % O ₂ ; MM _W)	Grenzwert (mg/Nm ³ ; 11 % O ₂)	Fracht (t/a) ¹⁾
NO _x	255–368	400	143–206
SO ₂	< 0,3–0,4	100	< 0,2
HCl	1,3–3,7	30	0,7–2
org. C	0,9–4,1	20	1–2,3
Staub	31,7–38	50	18–21
HF	< 0,3	5	< 0,2
Cd, Hg	0,0016–0,0035	0,1	< 0,002
Pb, Zn	0,137–0,172	5	0,08

¹⁾ Die Fracht wurde auf Basis folgender Annahmen errechnet: Rauchgasvolumen: 70.000 m³/h; Betriebsstunden: 8.000 h/a

Die Emissionen werden diskontinuierlich gemessen.

4.8.7 Norske Skog – Bruck/Mur

Die Energieanlage der Norske Skog besteht aus einem Wirbelschichtkessel (siehe unten), zwei Steamblocks (je 29 MW; BS: Erdgas), sowie einer GuD-Anlage mit zusatzgefeuerten Abhitzekeessel (BWL: rund 160 MW; BS: Erdgas) (UMWELTBUNDESAMT 2003b).

Tabelle 35: Auslegungsdaten des WSK der Norske Skog (Angaben des Betreibers).

System	Stationäre Wirbelschichtfeuerung
Hersteller	SGP
Brennstoffwärmeleistung	15 MW
Baujahr	1984
Brennstoffe und Abfälle	Rinde, Steinkohle, Faserreststoffe, Biogas, Erdgas
Abgasreinigung	einfeldriger Elektrofilter plus nachgeschalteter Gewebefilter (keine Zugabe von Adsorptionsmitteln)
Kesselanlage/Wasser-Dampf-Kreis	Zwangsumlaufkessel
Betriebsdaten der Anlage	
Zulässiger Betriebsdruck	40 bar
Heißdampf Temperatur	450 °C
Dampfmenge	18 t/h
Abgasmenge	42.000 Nm ³ /h

Tabelle 36: Mittlere Emissionsdaten des Wirbelschichtkessels (Angaben des Betreibers; UMWELTBUNDESAMT 2003b).

Schadstoff	Emission (mg/Nm ³ ; 11 % O ₂ ; JM _W)	Grenzwert (mg/Nm ³ ; 11 % O ₂)	Fracht (t/a) ¹⁾
NO _x	260	300	88
SO ₂	6	100	2
HCl	2	15	0,7
org. C	1	20	0,3
CO	16	50	5,4
Staub	1	20	0,3

¹⁾ Die Fracht wurde auf Basis folgender Annahmen errechnet: Rauchgasvolumen: 42.000 m³/h; Betriebsstunden: 8.000 h/a

Rinde und Faserreststoffe dienen als Hauptenergieträger. Steinkohle wird nur selten eingesetzt. Die festen Brennstoffe werden in separaten Silos zwischengelagert und über einen Wurfbeschicker in den Feuerraum eingebracht.

Biogas wird extern gepuffert und über eigens adaptierte Brenner in den Feuerraum eingebracht.

Erdgas wird nur zum An- und Abfahren verwendet und über einen Muffelbrenner vor dem Luftkasten eingebracht.

Die Wirbelschichtfeuerung wurde ursprünglich als ausgemauerter Feuerraum mit Tauchheizflächen errichtet. In der Zwischenzeit wurden die Tauchheizflächen ausgebaut und stattdessen Verdampferheizflächen vor den Überhitzern installiert. Das Verbrennungsluftsystem besteht aus Primärlüfter und Brennermuffel. Die gesamte Verbrennungsluft wird als Primärluft über den Düsenboden eingebracht.

Die Kesselanlage ist als Zwangsumlaufkessel für Verdampfer mit Economiser und Überhitzer ausgeführt.

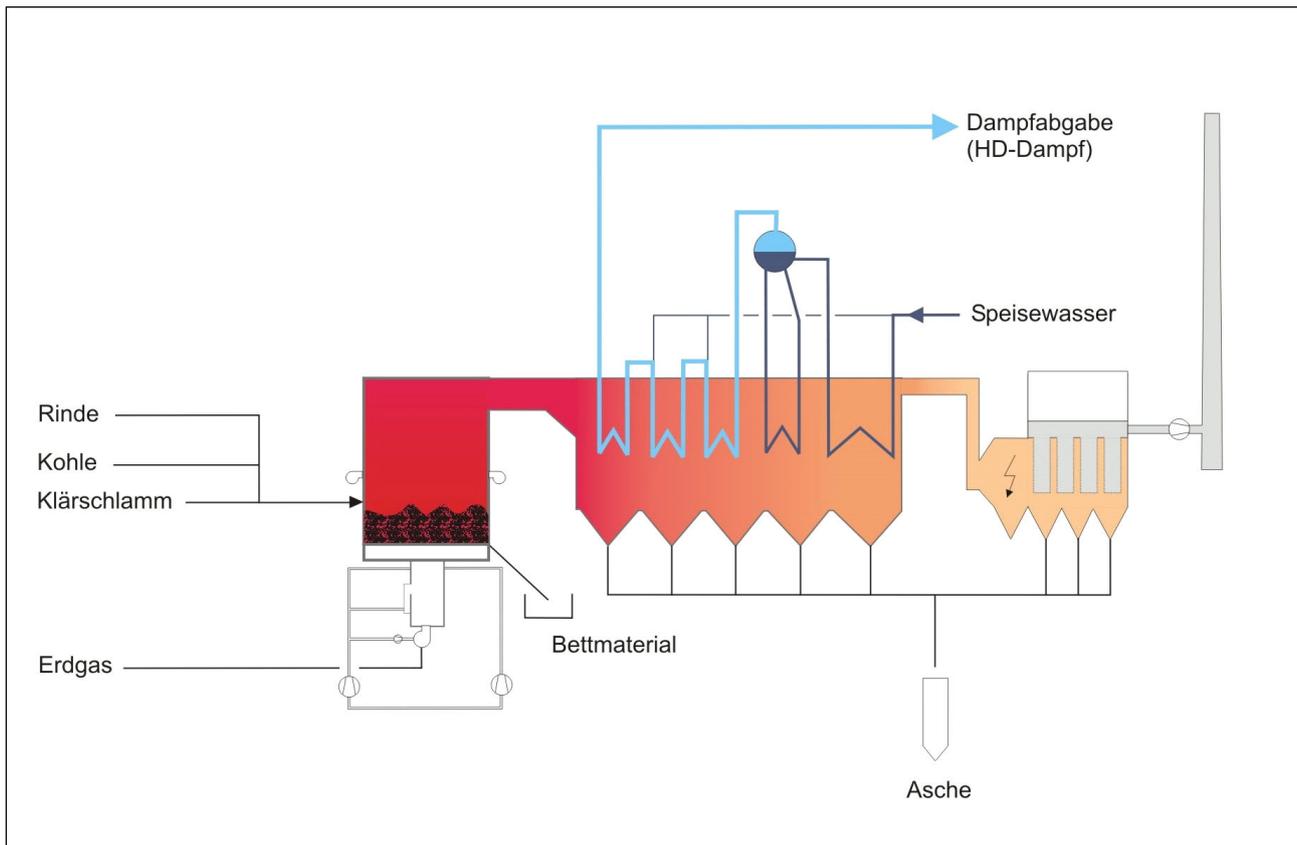


Abbildung 8: Verfahrensfliessbild Norske Skog – Bruck/Mur (TBU STUBENVOLL, 2004).

4.8.8 UPM Kymmene Austria

Die Entsorgungs- und Energieverwertungsges.m.b.H (EEVG), eine Tochtergesellschaft von UPM Kymmene Austria und SCA Laakirchen, betreibt einen Wirbelschichtkessel, in welchem Rückstände und Abfälle der SCA Graphic Laakirchen und der UPM Kymmene Austria verbrannt werden.

Tabelle 37: Auslegungsdaten des WSK der UPM Kymmene Austria.

System	Extern zirkulierende Wirbelschicht nach dem System Ahlström-Pyroflow
Hersteller	Waagner-Biro AG
Brennstoffwärmeleistung	48 MW
Baujahr	1994
Brennstoffe und Abfälle	Rinde, Faserreststoffe, Flotationsschlamm, Papier, Altholz, Holzreste
Abgasreinigung	Trockenabsorption mit Gewebefilter (Reagens: Kalkhydrat und bei Bedarf Aktivkoks). Bei Bedarf kann Kalk dem Feuerraum zudosiert werden.
Kesselanlage und Wasser-Dampf-Kreis	Naturumlaufkessel
Betriebsdaten der Anlage	
Zulässiger Betriebsdruck	85 bar
Heißdampftemperatur	480 °C
Abgasmenge	ca. 160.000 Nm ³ /h

Tabelle 38: Emissionsdaten des WSK der UPM Kymmene Austria (Angaben des Betreibers).

Schadstoff	Emission (mg/Nm ³ ; 11 % O ₂ ; HMW)	Grenzwert (mg/Nm ³ ; 11 % O ₂)	Fracht (t/a) ¹⁾
NO _x	153	300	202
SO ₂	0–5	100	3
HCl	0–2	15	1
org. C	0–2	20	1
CO	3–10	80	6
Staub	0–5	20	3

¹⁾ Die Fracht wurde (bis auf NO_x) auf Basis folgender Annahmen errechnet:

Rauchgasvolumen: 160.000 m³/h; Betriebsstunden: 8.250 h/a

Rinde wird mittels LKW oder Radlader angeliefert und in einem Grobrindenlager zwischengelagert. In einer Brennstoffaufbereitungsanlage wird die Rinde in einem Vorbrecher und einem Rindenzerkleinerer zerkleinert und in einem Feinrindensilo gespeichert. Aus dem Feinrindensilo wird direkt ein Vorlagebunker für die Feuerung versorgt.

Faserreststoff und Flotationsschlamm aus Laakirchen wird mit LKW angeliefert, Faserreststoff und Flotationsschlamm der UPM Kymmene Austria wird mit Rohrgurtförderer direkt zu den Vorlagebunkern der Feuerung gefördert. Faserreststoffe werden aus dem Vorlagesilo geregelt ausgetragen und auf den Brennstofftransport aufgegeben.

Altpapier (nicht deinkingfähig) wird lose angeliefert. Vorzerkleinertes Material wird zwischengespeichert bzw. kann über eine Nachzerkleinerung gefahren werden. Der weitere Transport erfolgt über den Brennstoffweg der Rinde.

Baurestholz wird in zerkleinertem Zustand angeliefert und im Bauholzlager gelagert. Der weitere Transport erfolgt über die Grobrindenaufgabe und dem Brennstoffweg der Rinde.

Späne und Hackschnitzel werden am Rindenlagerplatz gelagert und über die Rindenstrecke aufgegeben.

Die Feuerung nach dem System Ahlström-Pyroflow ist als in den Kessel integrierte extern zirkulierende Wirbelschicht ausgeführt. Der Feuerraum selbst ist bis zu einer Höhe von 10 m ausgemauert und anschließend mit Membranwänden umgeben. Der Zyklon besteht aus einer ausgemauerten Blechkonstruktion.

Die Wände des Feuerraumes sind als Verdampfer ausgeführt. Der Boden ist als geschlossener Düsenboden ausgeführt.

Die Aufgabe fester Brennstoffe erfolgt über Zellenradschleusen in den Syphon der Asche- bzw. Sandrückführung.

Heizöl extra leicht und Erdgas können über Startbrenner und Bettflanzen eingedüst werden.

Verbrennungsluft wird in einem Abgasluftvorwärmer vorgewärmt und gestuft der Verbrennung als Primär- und Sekundärluft zugeführt. Eine Rauchgasrezirkulation ist installiert.

Bei Bedarf kann Kalk dem Feuerraum zudosiert werden.

Der Kessel ist als Naturumlaufkessel mit vertikalen Zügen gebaut. Der Feuerraum ist mit Strahlungsverdampferwänden, die im unteren Bereich feuerfest ausgekleidet sind, umgeben.

Die Wände des Abgaszuges nach dem Zyklon sind ebenfalls als Wandverdampfer ausgeführt. In diesem Zug sind Überhitzer und ein Teil des Speisewasservorwärmers angeordnet. Im letzten Zug befinden sich die kalten Pakete des Speisewasservorwärmers und der Luftvorwärmer.

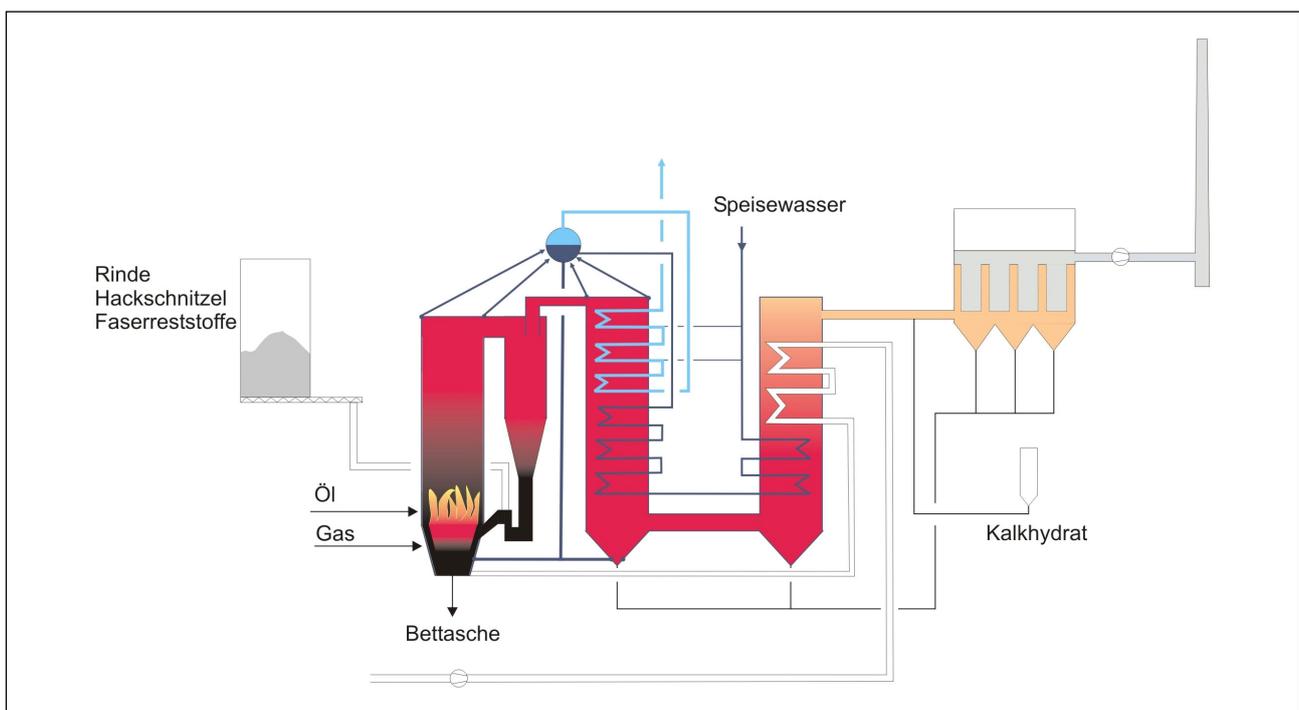


Abbildung 9: Verfahrensfließbild des WSK der UPM Kymmene Austria (TBU STUBENVOLL 2004).

4.9 Zusammenfassende Darstellung der Wirbelschicht-Kesselanlagen

4.9.1 Allgemeine Verfahrensbeschreibung

In den Betrieben der österreichischen Papier- und Zellstoffindustrie sind derzeit Anlagen mit stationärer sowie intern und extern zirkulierender Wirbelschicht in Betrieb.

Die Feuerungsanlagen verfügen in den meisten Fällen (z. B. Mondi Packaging, Lenzing 1 K7, Steyrmühl) über die notwendigen Einrichtungen zur Feuerungsleistungsregelung. Bei einigen (älteren) Anlagen sind Feuerungsleistungsregelung, Luft- und Rauchgasrezirkulationssystem noch optimierbar.

Bei den meisten Anlagen beschränkt sich die Abgasreinigung auf Adsorption und Entstaubung.

Nasse und katalytische Rauchgasreinigungsanlagen werden bei den beschriebenen Anlagen nicht eingesetzt. Nicht katalytische Entstickungsanlagen sind fallweise installiert.

Eine Nachbrennkammer ist generell nicht installiert.

Die in der Papierindustrie eingesetzten Wirbelschichtkessel dienen hauptsächlich der Bereitstellung der Grundlast. In vielen Fällen sind Entnahme-Kondensationsturbinen oder Gaskessel zur raschen Ausregelung von Lastwechsel vorgesehen.

4.9.2 Umwelttechnische Verbesserungspotenziale

4.9.2.1 Vorbehandlung der Brennstoffe

Die Vorbehandlung der Brennstoffe ist auf den jeweiligen Bedarf der Kessel abgestimmt. Klärschlämme werden meist nur in entwässelter Form mitverbrannt. Obwohl eine deutliche Verbesserung der Energieausbeute durch Trocknung erreichbar wäre, scheitert die Umsetzung in den meisten Fällen an der geringen Differenz der Bewertung der Kosten von Hoch- und Niederdruckdampf.

4.9.2.2 Feuerung und Kessel

Durch die Feuerung können Emissionen von NO_x, CO und org. C wesentlich beeinflusst werden, insbesondere durch

- die Ausführung des Brennstoffeintrages,
- die Ausführung der Lufteindüsung,
- die Größe der Verbrennungszone,
- das Vorhandensein NO_x-mindernder Maßnahmen und durch
- die Qualität der Feuerungsleistungsregelung.

Einige Anlagen verfügen bereits über einen hohen Standard der Feuerungsleistungsregelung und der Luftführung. Dennoch besteht bei den meisten Anlagen noch ein Optimierungspotenzial. Sowohl Primärmaßnahmen zur NO_x-Minderung als auch Maßnahmen zur Minderung von CO- und org. C-Emissionen können mit – im Vergleich zu Abgasreinigungsanlagen – geringen Investitionen umgesetzt werden.

4.9.2.3 Abgasreinigungsanlagen

Für Entstaubung und Adsorption sind bei fast allen Anlagen optimierte Verfahren eingesetzt, die Schadstoffemissionen liegen daher bereits auf einem sehr geringen Niveau (siehe Tabelle 47). Weitergehende Abgasreinigungsanlagen sind bei Abfallverbrennungsanlagen erprobt.

Deutliche Minderungen der Emissionen von NO_x sind bei Einsatz von katalytischen und nicht katalytischen Anlagen (allerdings mit entsprechendem Aufwand) erreichbar.

4.9.2.4 Einbindung in Gesamtenergiesysteme

Die in der Papierindustrie eingesetzten Wirbelschichtkessel dienen hauptsächlich der Bereitstellung der Grundlast. Hochdruckdampf wird über Turbinen verstromt, der Wärmebedarf wird mit Niederdruckdampf auf möglichst niedrigem Enthalpieniveau gedeckt. Deutliche Verbesserungspotenziale im Hinblick auf die Wirbelschichtkessel sind derzeit nicht feststellbar.

4.10 Ermittlung von Minderungspotenzialen

4.10.1 Grenzwerte für Wirbelschichtkessel der österreichischen Papier- und Zellstoffindustrie

Die Genehmigung und der Betrieb von Wirbelschichtkesseln ist im Emissionsschutzgesetz für Kesselanlagen (EG-K; BGBl. Nr. I 150/2004) geregelt, welches das Luftreinhaltegesetz (LRG-K; BGBl. Nr. 380/1988) abgelöst hat. Die Grenzwerte des LRG-K wurden direkt ins EG-K übernommen; d. h. Anlagen, welche vor dem 1. Jänner 1989 erstmalig genehmigt wurden, erfuhren hinsichtlich der Grenzwerte keine Änderung. In der Luftreinhalteverordnung für Kesselanlagen (LRV-K, BGBl. Nr. 19/1989 i. d. g. F.) wurden für Anlagen, welche nach dem 1. Jänner 1989 erstmalig genehmigt wurden, strengere bzw. zusätzliche Grenzwerte festgelegt.

Gemäß Emissionsschutzgesetz für Kesselanlagen (EG-K) ist eine kontinuierliche Messung von Luftschadstoffen (Staub, SO_2 , CO und NO_x) im Einzelfall vorzuschreiben, laut Luftreinhalteverordnung für Kesselanlagen (LRV-K) für feste Brennstoffe ab einer Anlagengröße von 10 MW für Staub und CO und ab einer Anlagengröße von 30 MW auf jeden Fall für SO_2 und NO_x .

In der Tabelle 39 sind Grenzwerte aus nationalen und internationalen Gesetzen (z. B. Großfeuerungsanlagen-Richtlinie) angegeben. Die Ermittlung des tatsächlichen Grenzwertes für die beschriebenen Wirbelschichtanlagen ist aufgrund der Vielzahl an eingesetzten Brennstoffen komplex. Seit der AWG-Novelle 2002 gibt es auch den Begriff des innerbetrieblichen Abfalls nicht mehr, so dass einige Anlagen, die bisher innerbetriebliche Abfälle (in der Definition der Abfallverbrennungs-Verordnung) verbrannt haben, jetzt als Mitverbrennungsanlagen eingestuft werden.

Die Abfallverbrennungs-Verordnung (BGBl. Nr. II 389/2002) schreibt u. a. Grenzwerte für Emissionen in Luft und Wasser für Anlagen vor, in denen Abfälle verbrannt oder mitverbrannt werden. Im Fall der Mitverbrennung von Abfällen werden Grenzwerte nach einer Mischungsregel ermittelt. Für den Fall, dass mehr als 40 % der Brennstoffwärmeleistung mit gefährlichen Abfällen eingebracht werden oder bei Einsatz

von unaufbereiteten Siedlungsabfällen sind die Grenzwerte für Abfallverbrennungsanlagen anzuwenden. Im Unterschied zum LRV-K und zum EG-K sieht die Abfallverbrennungs-Verordnung in jedem Fall die kontinuierliche Messung von Staub, NO_x und CO vor (neben einer Vielzahl an anderen Parametern und Schadstoffen).

Tabelle 39: Gesetzlich vorgeschriebene Grenzwerte für Staub und NO_x.

Gesetz bzw. Richtlinie	Grenzwert für NO _x (mg/Nm ³)	Grenzwert für Staub (mg/Nm ³)	Bemerkung
EG-K (HMW; 13 % O ₂) ¹⁾	50–300 MW: 300 > 300 MW: 200	> 5 MW: 50	Holz, Torf, Hackgut, Rinde, Holzreste
EG-K (HMW; 6 % O ₂) ¹⁾	< 50 MW: kein GW 50–150 MW: 600 150–300 MW: 450	> 5 MW: 50	Kohle
LRV-K (HMW, 13 % O ₂) ²⁾	10–50 MW: 200–350 > 50 MW: 200	> 5 MW: 50	Biomasse, Holzbrennstoffe
LRV-K (HMW; 6 % O ₂) ²⁾	10–50 MW: 350 > 50 MW: 200	> 2 MW: 50	feste Brennstoffe
GFA-RL – feste BS (6 % O ₂ ; MMW)	50–500 MW: 600	< 500 MW: 100 > 500 MW: 50	„Alte Neuanlagen“ (genehmigt zwischen 01.07.1987 und 27.11.2002; bestehende Anlagen ab 01.01.2008)
	Biomasse (6 % O ₂) 50–100 MW: 400 100–300 MW: 300		
GFA-RL (6 % O ₂ ; TMW)	Feste BS (6 % O ₂): 50–100 MW: 400 100–300 MW: 200	50–100 MW: 50 > 100 MW: 30	„Neue Neuanlagen“ (genehmigt ab 27.11.2002)
Abfallverbrennungsverordnung – Abfallverbrennungsanlagen (TMW)	200–70	10	je nach Abfalleinsatz bzw. Alter der Anlage
Abfallverbrennungsverordnung – Mitverbrennungsanlagen (TMW)	Anwendung der Mischungsregel	Anwendung der Mischungsregel	nach Anteil des Abfalleinsatz bzw. Verfahrenswerte für Brennstoffe

¹⁾ keine Mischungsregel

²⁾ Mischungsregel wird angewendet.

4.10.2 BAT-Werte für Wirbelschichtanlagen

NO_x

Im BAT-Referenzdokument (BREF PULP AND PAPER 2001) werden für Hilfskessel folgende NO_x-Emissionen angegeben:

Tabelle 40: BAT-Werte für die Verbrennung von verschiedenen Brennstoffen in Wirbelschichtkesseln (BREF PULP AND PAPER 2001).

Brennstoff (Sauerstoffbezug)	mg NO _x /MJ Brennstoffeinsatz	umgerechnet auf mg/Nm ³
Kohle (6 %)	80–110 ¹⁾ 50–80 ²⁾	230–315 ¹⁾ 140–230 ²⁾
Heizöl schwer (3 %)	80–110 ¹⁾ 50–80 ²⁾	265–365 ¹⁾ 165–265 ²⁾
Heizöl leicht (3 %)	45–60 ¹⁾	150–200 ¹⁾
Gas (3 %)	30–60 ¹⁾	110–220 ¹⁾
Biomasse (z. B. Rinde) (6 %)	60–100 ¹⁾ 40–70 ²⁾	180–300 ¹⁾ 120–210 ²⁾

¹⁾ mittels Primärmaßnahmen

²⁾ mittels SNCR

Der Prozess der nicht katalytischen Reduktion wird als mögliche Quelle von N₂O-Emissionen angeführt. Messungen deuten darauf hin, dass das Risiko bei der Verbrennung von Rinde gering ist (BREF PULP AND PAPER 2001, Kapitel 2.3.21).

In einem anderen BAT-Referenzdokument (BREF LARGE COMBUSTION PLANTS 2005) werden für mit Kohle und Biomasse befeuerte Wirbelschichtkessel folgende Werte für NO_x angeführt:

Tabelle 41: BAT-Werte für die Verbrennung von Kohle und Biomasse in Wirbelschichtkesseln (BREF LARGE COMBUSTION PLANTS 2005).

BWL (MW)	neue Anlagen (TMW, mg/Nm ³ , 6 % O ₂)	bestehende Anlagen	Anmerkung
Kohle			
50–100 MW	200–300	200–300	Kombination von Primärmaßnahmen
100–300 MW	100–200	100–200	Primärmaßnahmen plus SNCR oder kombinierte Techniken
> 300 MW	50–150	50–200	Kombination von Primärmaßnahmen
Biomasse			
50–100 MW	150–250	150–300	Kombination von Primärmaßnahmen (Verbrennungsluftverteilung und Rauchgasrezirkulation)
100–300 MW	150–200	150–250	
> 300 MW	50–150	50–200	Kombination von Primärmaßnahmen (siehe oben), SNCR, SCR

Diese Werte werden bei Wirbelschichtanlagen (Brennstoff: Biomasse) durch geeignete Verbrennungsluftverteilung und durch Rauchgasrezirkulation erreicht (BREF LARGE COMBUSTION PLANTS 2005). Einfluss auf die Emissionen haben auch der Stickstoff-Gehalt des Brennstoffes und die Größe der Anlage. Zusätzlich zu Primärmaßnahmen können bei großen Anlagen (> 300 MW) auch sekundäre Maßnahmen (wie SNCR und SCR) installiert werden.

Vor allem beim Brennstoff Kohle können die N₂O-Emissionen beträchtlich sein. Es werden Emissionswerte zwischen 30 und 150 mg/m³ angeführt, allerdings werden keine BAT-Werte genannt (BREF LARGE COMBUSTION PLANTS 2005, Kapitel 4.5.9). Es wird im BREF empfohlen, bei der Revision auch BAT-Werte für diesen Schadstoff zu definieren.

Bei der Eindüsung von Harnstoff bzw. Ammoniak kann es zur Korrosion der Kesseldruckrohre kommen.

BAT für die Verbrennung von Abfällen ist die Installation von Primärmaßnahmen in Kombination mit SCR oder SNCR, je nach der zu erreichenden NO_x-Emissionskonzentration (BREF WASTE INCINERATION 2005). Bei hohen NO_x-Konzentrationen im Rohgas – bzw. wenn hohe Abscheideraten erwünscht sind – wird die Installation einer SCR-Anlage als BAT definiert. Für die Verbrennung von Abfällen werden folgende Werte angeführt:

Tabelle 42: BAT-Werte für NO_x bei der Verbrennung von Abfällen (BREF WASTE INCINERATION 2005).

BAT-Wert (TMW, mg/Nm³, 11 % O₂)	Anmerkung
40–100	Primärmaßnahmen in Kombination mit SCR
120–180	Primärmaßnahmen in Kombination mit SNCR; unter gewissen Umständen können Werte unter 70 mg/Nm ³ als TMW erreicht werden

Die BAT-Werte für die Verbrennung von Abfällen sind auf 11 % O₂ bezogen. Umgerechnet auf 6 % O₂ ergeben sich Tagesmittelwerte von 60–150 mg/Nm³ (Primärmaßnahmen + SCR) bzw. 180–270 mg/Nm³ (Primärmaßnahmen + SNCR).

Staub

Im BAT-Referenzdokument (BREF PULP AND PAPER 2001) werden für Hilfskessel folgende Staub-Emissionen angegeben:

Tabelle 43: BAT-Werte für Staubemissionen bei der Verbrennung von verschiedenen Brennstoffen in Wirbelschichtkesseln (BREF PULP AND PAPER 2001).

Brennstoff (Sauerstoffbezug)	Emission (mg/Nm³)
Kohle (6 %)	10–30
Heizöl schwer (3 %)	10–40
Heizöl leicht (3 %)	10–30
Gas (3 %)	< 5
Biomasse (z. B. Rinde) (6 %)	10–30

In einem anderen BAT-Referenzdokument (BREF LARGE COMBUSTION PLANTS 2005) werden für mit Kohle und Biomasse befeuerte Wirbelschichtkessel folgende Werte für Staub angeführt:

Tabelle 44: BAT-Werte für Staubemissionen bei der Verbrennung von Kohle und Biomasse in Wirbelschichtkesseln (BREF LARGE COMBUSTION PLANTS 2005).

BWL (MW)	neue Anlagen	bestehende Anlagen	Anmerkung
(TMW, mg/Nm ³ , 6 % O ₂)			
Kohle			
50–100 MW	5–20	5–30	Elektro- oder Gewebefilter
100–300 MW	5–20	5–25	Elektro- oder Gewebefilter in Kombination mit Entschwefelung
> 300 MW	5–10	5–20	
Biomasse			
50–100 MW	5–20	5–30	Elektro- oder Gewebefilter
100–300 MW	5–20	5–20	Elektro- oder Gewebefilter in Kombination mit Entschwefelung
> 300 MW	5–20	5–20	

Für die Verbrennung von Abfällen werden folgende Werte angeführt (BREF WASTE INCINERATION 2005):

Tabelle 45: BAT-Werte für Staubemissionen bei der Verbrennung von Abfällen (BREF WASTE INCINERATION 2005).

BAT-Wert (mg/Nm ³ , 11 % O ₂)	Anmerkung
1–20	Halbstundenmittelwert, neue und bestehende Anlagen
1–5	Tagesmittelwert, neue und bestehende Anlagen

Die BAT-Werte für die Verbrennung von Abfällen sind auf 11 % O₂ bezogen. Umgerechnet auf 6 % O₂ ergeben sich Werte von 1–30 mg/Nm³ (HMW) bzw. 1–8 mg/Nm³ (TMW).

4.10.3 Referenzwerte

NO_x

Aufgrund der bisherigen Ausführungen werden für die Berechnung von Minderungspotenzialen folgende Referenzwerte herangezogen:

- Szenario 1: 200 mg/Nm³ (bezogen auf 6 % O₂).

Begründung: Dieser Wert ist mit geeigneten Primärmaßnahmen und optimierter Feuerungsleistungsregelung und Luftführung für alle Anlagengrößen und Brennstoffe/Abfälle erreichbar.

- Szenario 2: 150 mg/Nm³ (bezogen auf 6 % O₂).

Begründung: Berücksichtigung der BAT-Referenzdokumente (BREF PULP AND PAPER 2001, BREF LARGE COMBUSTION PLANTS 2005, BREF WASTE INCINERATION 2005) und des Einsatzes verschiedener Brennstoffe und der Mitverbrennung von Abfällen. Bei einigen Anlagen ist dieser Wert unter Umständen nur mit einer Kombination von Primär- und Sekundärmaßnahmen (SNCR) zu erreichen. Mittels SNCR ist eine Reingaskonzentration von 150 mg/Nm³ auch bei Einsatz von trockenem Holz und Kohle erreichbar.

Staub

Aufgrund der bisherigen Ausführungen werden für die Berechnung von Minderungspotenzialen folgende Referenzwerte herangezogen:

- Szenario 1: 15 mg/Nm³ (bezogen auf 6 % O₂).

Begründung: Dieser Wert entspricht den oberen BAT-Werten für den Einsatz von Kohle und Biomasse in Großfeuerungsanlagen und wird mittels Elektro- und Gewebefilter erreicht.

- Szenario 2: 5 mg/Nm³ (bezogen auf 6 % O₂).

Begründung: Dieser Wert entspricht den unteren BAT-Werten für den Einsatz von Kohle und Biomasse in Großfeuerungsanlagen und wird mittels Elektro- und Gewebefilter erreicht.

4.10.4 Technische Minderungspotenziale

NO_x

In Tabelle 46 werden die technischen Minderungspotenziale der Wirbelschichtkessel dargestellt. Für die Berechnung der Potenziale wurden die Emissionen gegebenenfalls auf einen Sauerstoffgehalt von 6 % normiert. Die Emissionsfrachten und die Minderungspotenziale wurden anhand der angegebenen Konzentrationen, der spezifischen Rauchgasvolumina und einer angenommenen jährlichen Betriebszeit von 8.000 h (mit Ausnahme der Anlage der UPM Kymmene) errechnet.

Tabelle 46: Technische Minderungspotenziale der Wirbelschichtkessel für NO_x.

Anlage	Emission (mg/Nm ³)	Emission (t/a)	Minderungspotenzial (t/a)
Mondi Packaging AG (61 MW; 13 % O ₂) ¹⁾	191	267	Szenario 1 (200): 118 Szenario 2 (150): 155
Hamburger (63 MW; 6 % O ₂) ²⁾	280	157	Szenario 1 (200): 45 Szenario 2 (150): 73
Lenzing AG 1 K7 (104 MW; 11 % O ₂)	152	243	Szenario 1 (200): 30 Szenario 2 (150): 83
Sappi Austria K11 (133 MW; 6 % O ₂)	178	185	Szenario 1 (200): 0 Szenario 2 (150): 29
Sappi Austria RVA (25 MW; 11 % O ₂)	255–368	143–206	Szenario 1 (200): 68–131 Szenario 2 (150): 87–150
Norske Skog (15 MW; 11 % O ₂)	260	88	Szenario 1 (200): 43 Szenario 2 (150): 54
UPM Kymmene Austria (48 MW; 11 % O ₂)	153	202	Szenario 1 (200): 26 Szenario 2 (150): 70

¹⁾ Da als Hauptbrennstoff Rinde eingesetzt wird, wird ein O₂-Gehalt von 13 % angenommen.

²⁾ Laut Angaben der Betreiber soll die Anlage umgerüstet werden: geplant ist die Verbesserung des Ausbrandes, eine Senkung der CO-Emissionen und die Installation einer SNCR.

In Summe ergibt sich für das Szenario 1 ein technisches Minderungspotenzial von 330–393 t/a und für das Szenario 2 ein technisches Minderungspotenzial von 551–614 t/a.

Es sei erwähnt, dass diese technischen Potenziale auf Basis allgemein erreichbarer Emissionswerte – ohne genaue Kenntnis der einzelnen Wirbelschichtkessel – errechnet wurden. Bei einzelnen Anlagen kann aufgrund von örtlichen Gegebenheiten die Realisierung der Minderungspotenziale erschwert oder gar unmöglich sein (z. B. nur durch Anlagenneubau realisierbar). Weitere Restriktionen können sich aus ökonomischen Gründen ergeben.

Staub

In Tabelle 47 werden die technischen Minderungspotenziale der Wirbelschichtkessel dargestellt. Für die Berechnung der Potenziale wurden die Emissionen gegebenenfalls auf einen Sauerstoffgehalt von 6 % normiert. Die Emissionsfrachten und die Minderungspotenziale wurden anhand der angegebenen Konzentrationen, der spezifischen Rauchgasvolumina und einer angenommenen jährlichen Betriebszeit von 8.000 h (mit Ausnahme der Anlage der UPM Kymmene) errechnet.

Tabelle 47: Technische Minderungspotenziale der Wirbelschichtkessel für Staub.

Anlage	Emission (mg/Nm ³)	Emission (t/a)	Minderungspotenzial (t/a)	
Mondi Packaging AG (61 MW; 13 % O ₂) ¹⁾	16	22	Szenario 1 (15):	11
			Szenario 2 (5):	19
Hamburger (63 MW; 6 % O ₂) ²⁾	4	2	Szenario 1 (15):	0
			Szenario 2 (5):	0
Lenzing AG 1 K7 (104 MW; 11 % O ₂)	8,4	13	Szenario 1 (15):	1
			Szenario 2 (5):	9
Sappi Austria K11 (133 MW; 6 % O ₂)	22	23	Szenario 1 (15):	7
			Szenario 2 (5):	18
Sappi Austria RVA (25 MW; 11 % O ₂)	31,7–38	18–21	Szenario 1 (15):	12–16
			Szenario 2 (5):	16–19
Norske Skog (15 MW; 11 % O ₂)	1	0,3	Szenario 1 (15):	0
			Szenario 2 (5):	0
UPM Kymmene Austria (48 MW; 11 % O ₂)	2	3	Szenario 1 (15):	0
			Szenario 2 (5):	0

¹⁾ Da als Hauptbrennstoff Rinde eingesetzt wird, wird ein O₂-Gehalt von 13 % angenommen.

²⁾ Laut Angaben der Betreiber soll die Anlage umgerüstet werden: geplant ist die Verbesserung des Ausbrandes, eine Senkung der CO-Emissionen und die Installation einer SNCR.

In Summe ergibt sich für das Szenario 1 ein technisches Minderungspotenzial von 31–35 t/a und für das Szenario 2 ein technisches Minderungspotenzial von 62–65 t/a.

Es sei erwähnt, dass diese technischen Potenziale auf Basis allgemein erreichbarer Emissionswerte – ohne genaue Kenntnis der einzelnen Wirbelschichtkessel – errechnet wurden. Bei einzelnen Anlagen kann aufgrund von örtlichen Gegebenheiten die Realisierung der Minderungspotenziale erschwert oder gar unmöglich sein (z. B. nur durch Anlagenneubau realisierbar). Weitere Restriktionen können sich aus ökonomischen Gründen ergeben.



5 ABSCHÄTZUNG SPEZIFISCHER KOSTEN FÜR UMWELTECHNISCHE VERBESSERUNGSPOTENZIALE

5.1 Vorbehandlung der Brennstoffe (Wirbelschichtfeuerung)

Die Vorbehandlung der Brennstoffe/Abfälle erfolgt zumeist in externen Fachbetrieben. Konkrete Kosten für Verbesserungsmaßnahmen sind daher kaum auszuweisen.

5.2 Feuerung und Kessel

5.2.1 Wirbelschichtfeuerung

Für eine funktionstüchtige Feuerungsleistungsregelung sind einerseits die Erfassung der wesentlichen Parameter und andererseits die Regelung für Brennstoff- und Luftzugabe wesentlich. Beides kann entweder bei Neuanlagen bereits mit errichtet oder bei bestehenden Anlagen nachgerüstet werden. Bei Neuerrichtung ist die Integration einer Feuerungsleistungsregelung als zusätzliche Software für übliche Leitsysteme zu verstehen und bedeutet daher zusätzlichen Aufwand für Engineering und Programmierung. Je nach Komplexität der Systeme ist mit einem Aufwand von ca. 50.000 bis 500.000 € zu rechnen. Sollten bei einer bestehenden Anlage noch zusätzlich die Instrumentierung und das Leitsystem nachzurüsten sein, ist mit Kosten zwischen 300.000 und 2.000.000 € zu rechnen. Ein Großteil der Kosten ist unabhängig von der Anlagengröße. Zusätzliche Betriebskosten fallen üblicherweise nicht an.

Lufteinblasung: Bei Neuanlagen kann von einer optimierten Lufteinblasung ausgegangen werden. Die Kosten einer Nachrüstung eines Sekundärluftsystems zur gestuften Verbrennung und zur optimierten Verwirbelung sind abhängig von den Einbaumöglichkeiten und der Anlagengröße. Für zusätzliche Gebläse, Rauchgasleitungen, Luftvorwärmer und Adaptierungen am Kessel ist bei einer Anlagengröße von ca. 40 MW Brennstoffwärmeleistung mit Nachrüstkosten von ca. 200.000 € bei der Nachrüstung eines Sekundärluftsystems zu rechnen.

5.2.2 Laugenverbrennungskessel

Einblasen von Oberluft

Im BAT-Referenzdokument (BREF PULP AND PAPER 2001) werden einige Beispiele für die Nachrüstung bestehender LVKs und für die Installation dieses Systems in einem neuen LVK aufgeführt.

Als Kosten für den Einbau dieses Systems werden folgende Zahlen genannt (BREF PULP AND PAPER 2001):

- Kapazität: 250.000 t gebleichter Zellstoff/a: 1,7 Mio. €
- Kapazität: 500.000 t gebleichter Zellstoff/a: 2,3 Mio. €

Diese Zahlen enthalten die Investitionen für die zusätzlichen Einblasstellen für Luft, notwendige Leitungen und Ventilatoren sowie für die Instrumentierung.

5.3 Abgasreinigungsanlagen

Hinsichtlich der Kosten für sekundäre Minderungsmaßnahmen bestehen nur geringe Unterschiede zwischen Laugenverbrennungskesseln und Wirbelschichtanlagen.

Die Kosten einer Technologie zur Emissionsminderung setzen sich im Wesentlichen aus folgenden Positionen zusammen:

- Rückzahlung für die Investition,
- zum Durchsatz proportionale Betriebskosten (z. B. Chemikalienbedarf, Entsorgung der Rückstände),
- Kosten für Wartung und Reinvestitionen,
- Personalkosten und
- sonstige Fixkosten, wie Verwaltung und Versicherung.

Grundsätzlich ist zu berücksichtigen, dass die wesentlichen Einflussgrößen auf Investition und Betriebskosten die Abgasmengen, die vorgesehenen Technologien und die abzuscheidenden Frachten sind.

Da für die einzelnen Anlagen stark unterschiedliche Randbedingungen zutreffen, können bei einer allgemeinen Kostenabschätzung nur bewertbare Positionen erfasst und verglichen werden, die keinen Anspruch auf Vollständigkeit erheben und daher nur als relative Richtwerte zu betrachten sind. Die genaue Kostenstruktur ist nur dem jeweiligen Betreiber bekannt und kann aus verständlichen Gründen nicht veröffentlicht werden. In der gegenständlichen Studie beschränkt sich die Grobabschätzung der Kosten auf Maßnahmen zur NO_x -Minderung. Damit werden die wesentlichen Emissionen erfasst, die durch unterschiedliche Technologien beeinflussbar sind. Ab- und Adsorptionsverfahren zur Abscheidung von HCl, HF und SO_2 werden nicht näher untersucht, da durch einfache Verfahren wie Zudosierung von Kalkstein in die Wirbelschicht und Flugstromadsorber bei den üblichen Brennstoffen bereits ausreichend geringe Emissionen erreicht werden.

5.3.1 Minderung von NO_x

Primärmaßnahmen zur NO_x -Minderung sind in die Feuerung integriert. Konkrete Kosten können daher kaum abgeleitet werden.

Da bei der gestuften Verbrennung mehr Verbrennungsluft über die üblicherweise mit geringerem Vordruck eingeblasene Sekundärluft eingebracht wird, ist eher mit einer geringfügigen Einsparung an Energie gegenüber einer Feuerung ohne Primärmaßnahmen zu rechnen. Betriebsmittel werden bei diesem Verfahren nicht verwendet, Rückstände fallen nicht an. Je nach Brennstoff und Temperaturführung der Feuerung kann mit Primärmaßnahmen eine Minderung um bis zu ca. 200 mg/Nm^3 erreicht werden. Da diese Maßnahme einen wesentlichen Eingriff in die Feuerung darstellt, ist eine Nachrüstung bei bestehenden Anlagen nicht immer möglich. Als Nachrüstmaßnahmen können Veränderungen in der Luftführung – wie zusätzliche Sekundärluftebenen, eine Rauchgasrezirkulation und Verbesserungen in der Feuerungsleistungsregelung – vorgenommen werden. Die dabei anfallenden Investitionen liegen deutlich unter jenen von SNCR-Anlagen. Aufgrund der unterschiedlichen Maßnahmen können keine konkreten Zahlen angegeben werden.



Nicht katalytische Anlagen sind ebenfalls in die Feuerung zu integrieren. Als wesentliche Positionen für die Kosten sind Errichtung und Betrieb einer Lager- und Dosierstation für Ammoniak in wässriger Lösung oder Harnstoff zu werten. Zur Sicherung einer optimierten Reaktionstemperatur ist häufig ein Eingriff in die Feuerungsleistungsregelung notwendig. Da ein Teil des eingedüsten Ammoniaks zu Stickoxiden verbrennt und wiederum reduziert werden muss, ist ein gegenüber dem stöchiometrischen Bedarf um den Faktor 1,5 bis 2 erhöhter Einsatz vorzusehen.

Katalytische Anlagen sind derzeit nur bei (überwiegendem) Einsatz von Abfällen in Betrieb. Aufgrund der hohen Fracht an Chloriden und Staub im Rohgas ist eine Rohgasschaltung nicht zu empfehlen, obwohl dieses Verfahren kostengünstiger erscheint. Für die Kostenbetrachtung wird von einer Reingasschaltung mit Aufheizung der entstaubten Abgase durch einen Dampfwärmetauscher ausgegangen. Neben den Investitions- und Wartungskosten sind die wesentlichen Positionen die Kosten für Wiederaufheizung, Katalysatortausch, Ammoniakwasser und elektrische Energie.

Um einen Überblick über die unterschiedlichen Anlagengrößen zu geben, werden Anlagen mit einer Brennstoffwärmeleistung von 40, 60 und 100 MW betrachtet. Für die Rauchgasmenge wurde einheitlich ein spezifischer Wert von 1.200 Nm³/h trockenes Abgas je MW Brennstoffwärmeleistung angenommen. Dieser Wert wird bei Brennstoffen mit geringem Wassergehalt und einem Luftüberschuss von ca. 30 % erreicht. Brennstoffe mit höherem Wassergehalt erzeugen höhere spezifische Rauchgasmengen.

Mit SCR-Anlagen sind Reingaswerte von 30 mg/Nm³ (Abfallverbrennungsanlagen, bezogen auf 11 % O₂) bzw. 70–100 mg/Nm³ (Laugenverbrennungskessel nach dem Sulfitverfahren, bezogen auf 5 % O₂) erreichbar. Reingaswerte von Anlagen mit SNCR-Anlagen liegen derzeit im Bereich zwischen 100 und 300 mg/Nm³. Die in den Tabellen angegebenen abzuscheidenden NO_x-Konzentrationen wurden für die beiden Verfahren gleich hoch gewählt, um die unterschiedlichen spezifischen Kosten zu zeigen. Nimmt man für die SCR-Technologie eine höhere abgeschiedene Menge an, die dem technischen Potenzial entspricht (z. B. 0,45 g/Nm³), so sinken die spezifischen Kosten pro Tonne NO_x auf ca. 70 % der in der Tabelle angegebenen Werte.

Die spezifischen Kosten, bezogen auf Dampf, sind von der Menge an abgeschiedenem NO_x unabhängig.



Tabelle 48: Kosten einer SCR-Anlage in Abhängigkeit vom Rauchgasvolumen (TBU STUBENVOLL 2004).

KATALYTISCHE RAUCHGASREINIGUNG				
Brennstoffwärmeleistung	MW	40	60	100
abzuscheidende NO _x -Konzentration	g/Nm ³	0,30	0,30	0,30
erzeugte Dampfmenge (65 bar, 450 °C)	t/h	47	71	118
Abgasmenge	Nm ³ /h tr.	48.000	72.000	120.000
Betriebskosten (el. Energie, Wiederaufheizung, NH ₄ OH-Verbrauch, Wartung, Katalysatorverschleiß)	€/t Dampf	0,48	0,47	0,47
Investitionen	€	1.050.000	1.400.000	2.000.000
jährliche Rückzahlung ¹⁾	€/a	108.111	144.148	205.926
spezifische Kosten	€/t Dampf	0,29	0,26	0,22
spezifische Kosten, bezogen auf Dampf²⁾	€/t Dampf	0,77	0,73	0,69
spezifische Kosten, bezogen auf NO_x, gerechnet als NO₂²⁾	€/t NO_x	2.509	2.394	2.264

¹⁾ Berechnung auf Basis eines Zeitraumes von 15 Jahren und einem Zinssatz von 6 %.

²⁾ Nimmt man für die SCR-Technologie eine höhere abgeschiedene Menge an, die dem technischen Potenzial entspricht (z. B. 0,45 g/Nm³), so sinken die spezifischen Kosten pro Tonne NO_x auf ca. 70 % der angegebenen Werte.

Tabelle 49: Kosten einer SNCR-Anlage in Abhängigkeit vom Rauchgasvolumen (TBU STUBENVOLL 2004).

NICHT KATALYTISCHE RAUCHGASREINIGUNG				
Brennstoffwärmeleistung	MW	40	60	100
abzuscheidende NO _x -Konzentration	g/Nm ³	0,30	0,30	0,30
erzeugte Dampfmenge (65 bar, 450 °C)	t/h	47	71	118
Abgasmenge	Nm ³ /h tr.	48.000	72.000	120.000
Betriebskosten (el. Energie, NH ₄ OH-Verbrauch, Wartung)	€/t Dampf	0,21	0,18	0,17
Investitionen	€	700.000	800.000	1.000.000
jährliche Rückzahlung ¹⁾	€/a	72.074	82.370	102.963
spezifische Kosten	€/t Dampf	0,19	0,15	0,11
spezifische Kosten, bezogen auf Dampf	€/t Dampf	0,40	0,32	0,28
spezifische Kosten, bezogen auf NO_x, gerechnet als NO₂	€/t NO_x	1.304	1.051	908

¹⁾ Berechnung auf Basis eines Zeitraumes von 15 Jahren und einem Zinssatz von 6 %.

5.3.2 Minderung von Staubemissionen

Bei Wirbelschichtanlagen sind nicht nur die bei der Verbrennung anfallende Aschefracht, sondern auch der Überschuss von eingebrachtem Adsorptionsmittel und die Rückstandsprodukte aus Adsorptionsvorgängen abzuscheiden. Bei den Investitionen sind daher das Entstaubungsaggregat selbst als auch sämtliche Nebenanlagen wie Silos, Staubförderanlagen und – bei Anlagen mit Adsorption – Dosieranlagen berücksichtigt. Die Betriebskosten setzen sich im Wesentlichen aus Kosten für die elektrische Energie, aus den Entsorgungskosten des abgeschiedenen Staubes und aus den Kosten für Adsorptionsmittel zusammen.

Um einen Überblick über die unterschiedlichen Anlagengrößen zu geben, werden Anlagen mit einer Brennstoffwärmeleistung von 40, 60 und 100 MW betrachtet. Für die Rauchgasmenge wurde einheitlich ein spezifischer Wert von 1.200 Nm³/h trockenes Abgas je MW Brennstoffwärmeleistung angenommen. Dieser Wert wird bei Brennstoffen mit geringem Wassergehalt und einem Luftüberschuss von ca. 30 % erreicht. Brennstoffe mit höherem Wassergehalt erzeugen höhere spezifische Rauchgasmengen.

Als Entstaubungsaggregate werden Elektrofilter und Gewebefilter verwendet. Mit Elektrofiltern werden Reingaswerte von 5–15 mg/Nm³ erreicht. Bei Gewebefiltern liegen die Reingaswerte unter 5 mg/Nm³. Die wesentlichen Kostenpositionen sind in den nachfolgenden Tabellen angeführt.

Tabelle 50: Kosten für die Staubminderung mittels Elektrofilter in Abhängigkeit vom Rauchgasvolumen (TBU STUBENVOLL 2004).

STAUBMINDERUNG MITTELS ELEKTROFILTER				
Brennstoffwärmeleistung	MW	40	60	100
abzuscheidende Staub-Konzentration	g/Nm ³	10,0	10,0	10,0
erzeugte Dampfmenge (65 bar, 450 °C)	t/h	47	71	118
Abgasmenge	Nm ³ /h tr.	48.000	72.000	120.000
Betriebskosten (el. Energie, Wartung)	€/t Dampf	0,11	0,11	0,10
Investitionen	€	1.000.000	1.400.000	2.100.000
jährliche Rückzahlung ¹⁾	€/a	102.963	144.148	216.222
spezifische Kosten	€/t Dampf	0,27	0,26	0,23
spezifische Kosten, bezogen auf Dampf	€/t Dampf	0,38	0,36	0,33
spezifische Kosten, bezogen auf Staub	€/t Staub	37,6	35,5	32,5

¹⁾ Berechnung auf Basis eines Zeitraumes von 15 Jahren und einem Zinssatz von 6 %.



Tabelle 51: Kosten für die Staubminderung mittels Gewebefilter in Abhängigkeit vom Rauchgasvolumen (TBU STUBENVOLL 2004).

STAUBMINDERUNG MITTELS GEWEBEFILTER				
Brennstoffwärmeleistung	MW	40	60	100
abzuscheidende Staub-Konzentration	g/Nm ³	10,0	10,0	10,0
erzeugte Dampfmenge (65 bar, 450 °C)	t/h	47	71	118
Abgasmenge	Nm ³ /h tr.	48.000	72.000	120.000
Betriebskosten (el. Energie, Wartung, Verschleiß)	€/t Dampf	0,21	0,20	0,19
Investitionen	€	1.000.000	1.400.000	2.100.000
jährliche Rückzahlung ¹⁾	€/a	102.963	144.148	216.222
spezifische Kosten	€/t Dampf	0,27	0,26	0,23
spezifische Kosten, bezogen auf Dampf	€/t Dampf	0,48	0,45	0,42
spezifische Kosten, bezogen auf Staub	€/t Staub	46,7	44,5	41,5

¹⁾ Berechnung auf Basis eines Zeitraumes von 15 Jahren und einem Zinssatz von 6 %

6 ZUSAMMENFASSUNG DER MINDERUNGSPOTENZIALE

In diesem abschließenden Kapitel sollen die in den Kapiteln 3.3 und 4.10 ermittelten Minderungspotenziale zusammengefasst dargestellt werden. Es wird nochmals ausdrücklich darauf hingewiesen, dass die berechneten technischen Potenziale auf Basis allgemein erreichbarer Emissionswerte – ohne genaue Kenntnis der einzelnen Laugenkessel – errechnet wurden.

Daher kann auch keine spezifische Kostenabschätzung für die Realisierung der Minderungspotenziale getroffen werden.

Zu beachten ist auch die Wechselwirkung der CO- und der NO_x-Emissionen. Eine Reduktion der NO_x-Emissionen durch feuerungstechnische Maßnahmen kann ohne optimierte Kontrolle der Verbrennungsbedingungen zu einer Erhöhung der CO-Emissionen führen.

Beim Einsatz einer SNCR-Anlage ist mit erhöhten N₂O-Emissionen zu rechnen. N₂O ist ein Treibhausgas (GWP = 310), das in der zweiten Allokationsperiode des Emissionshandels berücksichtigt werden kann.

Bei Maßnahmen, die den Wirkungsgrad einer Anlage negativ beeinflussen und damit zu Leistungseinbußen führen, ist hinsichtlich NO_x auch die Emissionssituation des gesamten Standortes zu betrachten. Oftmals muss die verlorene Leistung durch die Verfeuerung anderer Brennstoffe kompensiert werden.

Generell sollte – falls die Berechnung der Minderungspotenziale auf Basis diskontinuierlicher Messdaten erfolgte – in einem ersten Schritt eine Evaluierung des Emissionsverhaltens des jeweiligen Laugenkessels (z. B. durch kontinuierliche Messungen) erfolgen.

Tabelle 52: Technische Minderungspotenziale für NO_x, Angabe in Tonnen.

	Sulfat LVK ¹⁾	Sulfit LVK	WSK
Szenario 1	116	46	330–393
Szenario 2	257	230–340	551–614
Szenario 3	445	636–771	

¹⁾ technische Details siehe Tabelle 20

Tabelle 53: Technische Minderungspotenziale für Staub, Angabe in Tonnen.

	Sulfat LVK	Sulfit LVK ¹⁾	WSK
Szenario 1	0	74–87	31–35
Szenario 2	0–19	107–139	62–65
Szenario 3	39–48		

¹⁾ technische Details siehe Tabelle 21



Für die nähere Beschreibung der Szenarien siehe Kapitel 3.3 und 4.10. Im Vergleich zu den nationalen Gesamtemissionen fallen die Minderungspotenziale sehr gering ($< 1\%$ für NO_x ; $< 0,1\%$ für Staub) aus, da der Anteil der Papierindustrie insgesamt schon sehr klein ist. Für die Emissionen der Papierindustrie dagegen betragen die Anteile mehr als ein Drittel für NO_x und bis zu drei Viertel der Staubemissionen. Durch diese hohe Intensität der Reduktion kann es zu hohen spezifischen Reduktionskosten kommen.

Beim Sulfatverfahren besteht der emittierte Staub zum überwiegenden Teil aus dem wasserlöslichen Neutralsalz Natriumsulfat. Die vergleichsweise geringen toxikologischen Eigenschaften dieses Staubes sollten bei der Beurteilung der Emissionsfracht berücksichtigt werden.



7 ABKÜRZUNGSVERZEICHNIS

Adt.....	Air dry tonne (Tonne luftgetrockneter Zellstoff)
BAT	Best Available Technique (Beste verfügbare Technik)
BREF	Reference Document on Best Available Techniques
BWL	Brennstoffwärmeleistung
CMOÖ	Cogeneration Kraftwerke Management Oberösterreich GmbH
CNCG	Concentrated Non Condensable Gases
DNCG	Diluted Non Condensable Gases
EDA.....	Eindampfanlage
EG	Erdgas
GuD.....	Gas- und Dampfanlage
GWP	Global Warming Potential
HMW	Halbstundenmittelwert
HS	Heizöl schwer
JMW	Jahresmittelwert
LVK	Laugenverbrennungskessel
MMW.....	Monatsmittelwert
OPE	Oxygen-Peroxide-Extraction (Bleichsequenz)
REA.....	Rauchgasentschwefelungsanlage
SCR	Selective catalytic reduction
SOG	Stripper-Off-Gases
SNCR.....	Selective non catalytic reduction
TCF	Total Chlor Frei
TMW	Tagesmittelwert
TRS.....	Total reduced Sulfur (red. S-Verbindungen)
TS	Trockensubstanz
UPM.....	United Paper Mills

8 LITERATUR

- AUSTROPAPIER (2001): Die österreichische Papierindustrie. Jahresbericht 2001.
- AUSTROPAPIER (2002): Die österreichische Papierindustrie. Jahresbericht 2002.
- AUSTROPAPIER (2003): Die österreichische Papierindustrie. Jahresbericht 2003.
- AUSTROPAPIER (2004): Die österreichische Papierindustrie. Jahresbericht 2004.
- BMLFUW/UMWELTBUNDESAMT (2002): Stubenvoll, J., Böhmer, S. & Szednyj, I.: Stand der Technik bei Abfallverbrennungsanlagen. Schriftenreihe BMLFUW, Wien.
- BREF LARGE COMBUSTION PLANTS (2005): Reference Document on Best Available Techniques in Large Combustion Plants. Angenommen von der EU-Kommission im Mai 2005.
eippcb.jrc.es.
- BREF PULP AND PAPER (2001): Reference Document on Best Available Techniques in the Pulp and Paper Industry. Angenommen von der EU-Kommission im Dezember 2001.
eippcb.jrc.es.
- BREF WASTE INCINERATION (2005): Reference Document on Best Available Techniques in Waste Incineration Plants. BREF finalisiert im Juli 2005.
eippcb.jrc.es.
- M-REAL (2005): Umwelterklärung gemäß EMAS Verordnung (EG 761/2001). M-Real, Hallein.
- SAPPI (2003): Umwelterklärung gemäß EMAS Verordnung (EG 761/2001). Sappi, Gratkorn.
- SEP – Scandinavian Energy Project (2000): Atmospheric Emissions of Nitrogen Oxide from Kraft Recovery Boilers in Sweden.
- TBU STUBENVOLL (2004): Darstellung von technischen Maßnahmen zur Minderung der NO_x-Emissionen bei Wirbelschichtkesseln. Endbericht, 2005.
- UMWELTBUNDESAMT (2003a): Böhmer, S., Wiesenberger, H., Krutzler, T., et al: NO_x-Emissionen: Minderungspotenziale in ausgewählten Sektoren und Szenarien. Berichte, Bd. BE-233, Umweltbundesamt, Wien.
- UMWELTBUNDESAMT (2003b): Boubela, G., Wurst, F., Prey, T., et al: Materialien zur Thermischen Behandlung und Verwertung von Abfällen und Reststoffen in der Zellstoff-, Papier-, Span- und Faserplattenindustrie. Berichte, Bd. BE-248, Umweltbundesamt, Wien.
- UMWELTBUNDESAMT (2004): Schindler, I., Kutschera, U. Wiesenberger, H. et al: Medienübergreifende Umweltkontrolle in ausgewählten Gebieten. Monographien, Bd. M-168, Umweltbundesamt, Wien.
- UPM KYMMENE (2006): Umwelterklärung 2004-2006 gemäß EMAS Verordnung (EG 761/2001). UPM, Steyrermühl.
- Abfallverbrennungs-Verordnung (AVVO, BGBl. II 389/2002).
- Dreizehnte Verordnung zur Durchführung des Bundes-Immissionsschutzgesetzes (Verordnung über Großfeuerungs- und Gasturbinenanlagen) (13. BImSchV, Bundesgesetzblatt Jahrgang 2004 Teil I Nr. 37).
- Emissionsschutzgesetz für Kesselanlagen (EG-K, BGBl. I 150/2004).
- Immissionsschutzgesetz-Luft (IG-L, BGBl. I 115/1997 i. d. F. BGBl. I 62/2001).
- Luftreinhaltegesetz für Kesselanlagen (LRG-K, BGBl. 380/1988 i. d. F. BGBl. I 65/2002).



Luftreinhalteverordnung für Kesselanlagen (LRV-K, BGBl. 19/1989 i. d. F. BGBl. II 389/2002).

RL 2001/80/EG, Richtlinie des Europäischen Parlamentes und des Rates zur Begrenzung von Schadstoffemissionen von Großfeuerungsanlagen in die Luft vom 23. Oktober 2001, Abl. Nr. L. 309. (GFA-RL).

RL 2001/81/EG, Richtlinie des Europäischen Parlamentes und des Rates über nationale Emissionshöchstmengen für bestimmte Schadstoffe vom 23. Oktober 2001, Abl. Nr. L. 309. (NEC-RL).